

Министерство образования и науки Российской Федерации
федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Институт электронного образования

Направление подготовки: Химическая технология органических веществ

Кафедра технологии органических веществ и полимерных материалов

Дипломный проект

Тема работы
Проект установки пиролиза пропан-бутановой фракции

УДК 665.642.05.001.13

Студент

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-5601	Гавриленко Н.В.		

Руководитель

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент	Сорока Л.С.	к.х.н.,		

КОНСУЛЬТАНТЫ:

По разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент	Рыжакина Т.Г.	к.э.н.		

По разделу «Социальная ответственность»

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент	Антоневич О.А.	к.б.н.		

ДОПУСТИТЬ К ЗАЩИТЕ:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
зав. кафедрой	Юсубов М.С.	д.х.н., профессор		

Томск – 2016 г.

Министерство образования и науки Российской Федерации
Федеральное государственное автономное образовательное учреждение
высшего образования
**«НАЦИОНАЛЬНЫЙ ИССЛЕДОВАТЕЛЬСКИЙ
ТОМСКИЙ ПОЛИТЕХНИЧЕСКИЙ УНИВЕРСИТЕТ»**

Институт природных ресурсов

Направление подготовки: Химическая технология

Кафедра технологии органических веществ и полимерных материалов

УТВЕРЖДАЮ:

Зав. кафедрой

_____ Юсубов М.С.
(Подпись) (Дата) (Ф.И.О.)

ЗАДАНИЕ

на выполнение выпускной квалификационной работы

В форме:

Дипломного проекта

(бакалаврской работы, дипломного проекта/работы, магистерской диссертации)

Студенту:

Группа	ФИО
3-5601	Гавриленко Наталья Валерьевне

Тема работы:

Проект установки пиролиза этановой фракции	
Утверждена приказом директора (дата, номер)	От 28.01.2016 № 410/С

Срок сдачи студентом выполненной работы:	
--	--

ТЕХНИЧЕСКОЕ ЗАДАНИЕ:

Исходные данные к работе	Объектом разработки является установка ЭП-300 ООО «Томскнефтехим»
Перечень подлежащих исследованию, проектированию и разработке вопросов	Теоретическая часть Инженерные расчеты Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение Социальная ответственность Заключение
Перечень графического материала	Технологическая схема; Общий вид печи пиролиза пропан – бутановой фракции; Сборочные единицы; Компонировка оборудования; Основные технико – экономические показатели.

Консультанты по разделам выпускной квалификационной работы	
Раздел	Консультант
Теоретическая часть, Инженерные расчеты	к.х.н., доцент Сорока Л.С.
Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение	к.э.н., доцент Рыжакина Т.Г.
Социальная ответственность	к.б.н., доцент Антоневи́ч О.А.
Названия разделов, которые должны быть написаны на русском и иностранном языках:	

Дата выдачи задания на выполнение выпускной квалификационной работы по линейному графику	11.01.2016
---	------------

Задание выдал руководитель:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
доцент	Сорока Л.С.	к.х.н., доцент		11.01.2016

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-5601	Гавриленко Н.В.		

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «СОЦИАЛЬНАЯ ОТВЕТСТВЕННОСТЬ»

Студенту:

Группа	ФИО
3-5601	Гавриленко Наталья Валерьевна

Институт	Электронного обучения	Кафедра	ТОВИМ
Уровень образования	Специалитет	Направление/специальность	ХТОВ

Исходные данные к разделу «Социальная ответственность»:

1. Характеристика объекта исследования (вещество, материал, прибор, алгоритм, методика, рабочая зона) и области его применения

Пропан-бутановая фракция, полученная в процессе производства этилена, используется на производстве ЭП-300 в качестве сырья печей пиролиза.

Технологический процесс связан с переработкой больших количеств легковоспламеняющихся жидкостей и газов в сжиженном и газообразном состоянии, которые способны при взаимодействии с кислородом воздуха взрываться и гореть, поэтому производство ЭП-300 относится к взрывопожароопасным.

Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:

1. Производственная безопасность

1.1. Анализ выявленных вредных факторов при разработке и эксплуатации проектируемого решения в следующей последовательности:

- физико-химическая природа вредности, её связь с разрабатываемой темой;
- действие фактора на организм человека;
- приведение допустимых норм с необходимой размерностью (со ссылкой на соответствующий нормативно-технический документ);
- предлагаемые средства защиты;
- (сначала коллективной защиты, затем – индивидуальные защитные средства).

1.2. Анализ выявленных опасных факторов при разработке и эксплуатации проектируемого решения в следующей последовательности:

- механические опасности (источники, средства защиты);
- термические опасности (источники, средства защиты);
- электробезопасность (в т.ч. статическое электричество, молниезащита – источники, средства защиты);

Вредные факторы:

1. Повышенная загазованность воздуха рабочей среды;
2. Отклонение показателей микроклимата на открытом воздухе и в помещениях;
3. Превышение уровней шума и вибрации;
4. Недостаточная освещенность рабочей зоны;
5. Химические факторы:
 - токсические;
 - раздражающие.

Опасные факторы:

1. Проникающие в организм человека через:
 - органы дыхания;
 - желудочно-кишечный тракт;
 - кожные покровы и слизистые оболочки;
2. Разрушающиеся конструкции;
3. Электрический ток;
4. Подвижные части производственного оборудования;
5. Повышенная температура поверхностей оборудования;

<ul style="list-style-type: none"> – пожаровзрывобезопасность (причины, профилактические мероприятия, первичные средства пожаротушения). 	6. Повышенное давление в оборудовании.
2. Экологическая безопасность: <ul style="list-style-type: none"> – защита селитебной зоны – анализ воздействия объекта на атмосферу (выбросы); – анализ воздействия объекта на гидросферу (сбросы); – анализ воздействия объекта на литосферу (отходы); – разработать решения по обеспечению экологической безопасности со ссылками на НТД по охране окружающей среды. 	На установке ЭП-300 имеют место: - газовые выбросы; - постоянные, так и периодические стоки, содержащие вредные вещества; - твердые отходы.
3. Безопасность в чрезвычайных ситуациях: <ul style="list-style-type: none"> – перечень возможных ЧС при разработке и эксплуатации проектируемого решения; – выбор наиболее типичной ЧС; – разработка превентивных мер по предупреждению ЧС; – разработка действий в результате возникшей ЧС и мер по ликвидации её последствий. 	Чрезвычайные ситуации на производстве возникают вследствие аварий, сопровождающихся самопроизвольным выходом в окружающее пространство вещества и (или) энергии.
4. Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности: <ul style="list-style-type: none"> – специальные (характерные при эксплуатации объекта исследования, проектируемой рабочей зоны) правовые нормы трудового законодательства; – организационные мероприятия при компоновке рабочей зоны. 	Специальные нормы для работников (льготы, ограничения) принимаем согласно Трудового Кодекса РФ. При размещении оборудования учитываются технологические требования согласно ВСН-3-86/Минхимпром Рекомендации по установке технологического оборудования на открытых площадках в химической промышленности.

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	
---	--

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Антоневич О. А.	к.б.н.		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-5601	Гавриленко Наталья Валерьевна		

ЗАДАНИЕ ДЛЯ РАЗДЕЛА «ФИНАНСОВЫЙ МЕНЕДЖМЕНТ, РЕСУРСОЭФФЕКТИВНОСТЬ И РЕСУРСОСБЕРЕЖЕНИЕ»

Студенту:

Группа	ФИО
3-5601	Гавриленко Наталья Валерьевна

Институт	Электронного обучения	Кафедра	ТОВПМ
Уровень образования	Специалитет	Направление/специальность	ХТОВ

Исходные данные к разделу «Финансовый менеджмент, ресурсоэффективность и ресурсосбережение»:	
1. Стоимость ресурсов проекта: материально-технических, энергетических, финансовых, информационных и человеческих	Работа с информацией, представленной в российских и иностранных научных публикациях, аналитических материалах, статических бюллетенях и изданиях, нормативно-правовых документах; анкетирование; опрос.
2. Нормы и нормативы расходования ресурсов	
3. Используемая система налогообложения, ставки налогов, отчислений, дисконтирования и кредитования	
Перечень вопросов, подлежащих исследованию, проектированию и разработке:	
1. Оценка коммерческого и инновационного потенциала проекта	Проведение предпроектного анализа. Определение целевого рынка и проведение его сегментирования. Выполнение SWOT-анализа проекта
2. Разработка устава научно-технического проекта	Определение целей и ожиданий, требований проекта. Определение заинтересованных сторон и их ожиданий.
3. Планирование процесса управления проектом: структура и график проведения, бюджет, риски и организация закупок	Определение производственной мощности. Расчет сырья, материалов, оборудования, фонда оплаты труда. Расчет себестоимости готового продукта. Расчет точки безубыточности.
4. Определение ресурсной, финансовой, экономической эффективности	Проведение оценки экономической эффективности установки пиролиза пропан-бутановой фракции
Перечень графического материала (с точным указанием обязательных чертежей):	
1. Расчет точки безубыточности графическим и математическим методами. 2. Расчет технико-экономических показателей 3. Расчёт чистого денежного потока 4. Оценка ресурсной, финансовой и экономической эффективности проекта	

Дата выдачи задания для раздела по линейному графику	
--	--

Задание выдал консультант:

Должность	ФИО	Ученая степень, звание	Подпись	Дата
Доцент	Рыжакина Татьяна Гавриловна	Кандидат экономических наук		

Задание принял к исполнению студент:

Группа	ФИО	Подпись	Дата
3-5601	Гавриленко Наталья Валерьевна		

Реферат

Выпускная квалификационная работа: 163 страницы, 9 рисунков, 35 таблиц, 29 источников, 4 приложения, 5 листов графического материала.

Ключевые слова: печь пиролиза пропан – бутановой фракции, конвективная камера, радиантная камера, закалочно – испарительный аппарат, пиролиз, пирогаз.

Объектом разработки является ЭП-300 производительностью 300 тыс. тонн в год.

Цель работы – рассчитать возможность увеличения производительности до 324 тыс. тонн в год (увеличение на 8 %).

В процессе разработки проводился материальный расчет печи пиролиза – пропан бутановой фракции, конструктивный расчет печи и подбор вспомогательного оборудования.

В результате расчета: основные аппараты ЭП-300, благодаря запасу производительности, справятся с увеличением мощности.

Степень внедрения: значительные изменения по модернизации производства не вводились.

Область применения: получаемые в процессе пиролиза мономеры необходимы для производства полиолефинов.

Экономическая эффективность/значимость работы при увеличении производительности на 8% рентабельность производства увеличилась на 7%, а рентабельность продаж на 8%.

В будущем планируется реконструкция дополнительной печи пиролиза пропан – бутановой фракции.

Содержание

Задание.....	
Реферат.....	
Содержание.....	
Введение.....	
1 Обзор литературы.....	
1.1 Методы получения.....	
1.2 Конструктивные методы получения.....	
1.2.1 Непрерывный контактный пиролиз во взвешенном слое теплоносителя.....	
1.2.2 Непрерывный пиролиз в движущемся слое твердого теплоносителя.....	
1.2.3 Окислительный пиролиз.....	
1.2.4 Пиролиз в трубчатых печах.....	
1.3 Технологическое оформление процесса.....	
2 Объекты и методы исследования.....	
2.1 Общая характеристика производства.....	
2.2 Характеристика производимой продукции. Характеристика исходного сырья, материалов и полупродуктов.....	
2.3 Физико – химические основы технологического процесса.....	
2.3.1 Теоретические основы процесса пиролиза.....	
2.3.2 Кинетика и термодинамика пиролиза.....	
2.4 Описание технологической схемы.....	
3 Расчет и аналитика.....	
3.1 Материальный баланс.....	
3.2 Тепловой баланс.....	
3.3 Технологический расчет основного аппарата.....	
3.3.1 Расчет конвективной камеры.....	

3.3.2	Расчет радиантной камеры.....	
3.3.3	Расчет диаметра труб радиантной камеры.....	
3.3.4	Расчет диаметра штуцеров.....	
3.4	Гидравлический расчет основного аппарата.....	
3.5	Механический расчет основного аппарата.....	
3.5.1	Выбор материала.....	
3.5.2	Расчет тепловой изоляции.....	
3.5.3	Расчет на прочность труб печи.....	
3.5.4	Выбор опор.....	
3.6	Подбор вспомогательного оборудования.....	
3.6.1	Тепловой расчет ЗИА.....	
3.6.2	Технологический расчет ЗИА.....	
3.6.3	Расчет теплообменника	
4	Результаты проведенного исследования (разработки).....	
4.1	Ежегодные нормы расхода основных видов сырья, материалов и энергоресурсов.....	
4.2	Ежегодные нормы образования отходов.....	
4.3	Нормы технологического режима.....	
4.4	Контроль производства и управление технологическим процессом...	
4.4.1	Аналитический контроль технологического процесса печей пиролиза.....	
4.4.2	Автоматическое регулирование и контроль.....	
4.4.3	Технологический контроль производства.....	
4.5	Размещение технологического оборудования.....	
5	Финансовый менеджмент, ресурсоэффективности и ресурсосбережение.....	
5.1	Основная характеристика ООО «Томскнефтехим» - «ТНХК».....	
5.2	SWOT – анализ	

5.3 Анализ эффективности действующего производства.....	
5.3.1 Расчет производственной мощности и производственной программы.....	
5.3.2 Расчет численности персонала.....	
5.3.3 Расчет фонда заработной платы производственного персонала.....	
5.3.4 Расчет затрат на производство продукции.....	
5.3.5 Расчет амортизационных отчислений.....	
5.3.6 Расчет себестоимости.....	
5.3.7 Определение цены готовой продукции.....	
5.3.8 Анализ безубыточности по действующему производству.....	
5.3.9 Расчет технико – экономических показателей.....	
5.3.10 Вывод.....	
6 Социальная ответственность.....	
6.1 Производственная безопасность	
6.1.1 Анализ выявленных вредных факторов	
6.1.2 Анализ выявленных опасных факторов	
6.2 Экологическая безопасности	
6.2.1 Анализ влияния объекта исследования на окружающую среду ...	
6.2.2 Анализ влияния процесса эксплуатации объекта на окружающую среду	
6.2.3 Обоснование мероприятий по защите окружающей среды	
6.3 Безопасность в чрезвычайных ситуациях	
6.3.1 Меры, обеспечивающие надежность охраны водных ресурсов и воздушного бассейна в случае аварийных ситуаций и остановок производства на ремонт.....	
6.4 Правовые и организационные вопросы обеспечения безопасности ...	
Заключение.....	

Список использованных источников.....	
Приложение.....	
Приложение А.....	
Приложение Б.....	
Приложение В.....	

Введение

Цель данного проекта является разработка технологического процесса и оборудования пиролиза углеводородного сырья с последующим увеличением мощности до 324 тысяч тонн этилена и пропилена в год.

В настоящее время, основное количество этилена и пропилена получают путем пиролиза углеводородов (за исключением производства пропилена в США на базе процессов нефтепереработки). Любые углеводороды (от метана до нефти) могут быть использованы в качестве сырья. Однако от вида сырья зависит выход этилена, пропилена и побочных продуктов, а также конструкция основных агрегатов и технология производства.

Основным сырьем производства этилена и пропилена является прямогонный бензин. При пиролизе бензина получают товарные продукты: этилен, пропилен, углеводороды C_4 , а так же легкие фракции углеводородов, так называемые, этановая и пропан – бутановая фракции. На всех производствах чтобы снизить расход сырья на получение целевого продукта организована переработка пропан – бутановой фракции. Пиролиз его осуществляется совместно с бензином в трубчатых печах.

Область применения этилена и пропилена очень обширна, его используют как сырьё для синтеза полимерных материалов, для производства пластмасс, синтетических каучуков, ПАВ, для производства многоатомных спиртов.

1 Обзор литературы

Химическая, промышленность в своем развитии характеризуется ростом производства продукта органического синтеза. На данный момент технический прогресс нефтехимической промышленности определяют в основном четыре углеводорода: пропилен, бутадиен, бензол и этилен. Термический пиролиз углеводородов это основной источник их производств. В процесс получения этилена и пропилена, на производстве ЭП-300, введен высокотемпературный пиролиз бензина и рецикла этановой фракции с целью получения пиролизного газа, который имеет богатый состав. Получение пропилена, этилена, а также сопутствующих продуктов таких как: (водородная фракция, метановая фракция, бутилен-бутадиеновая фракция, пропановая фракция, пиролизный конденсат) из сырья (пирогаз) при помощи высокотемпературной, среднетемпературной и низкотемпературной ректификации [1].

Этилен, в настоящее время, является основным видом сырья тяжелого органического синтеза [2].

Процесс пиролиза является эндотермическим и относится к числу энергоемких производств, в котором имеет очень важное значение утилизация тепла горячих газов. Схемы реакционных узлов имеют различия: внешний обогрев топочными газами, при помощи высокоперегретого водяного пара (гомогенный или адиабатический пиролиз), частичное сгорание тепла при подаче кислорода (окислительный пиролиз), нагревание неподвижным или перемешиваемым твердым теплоносителем (регенеративный пиролиз), электрокрекинг [3].

Однако в связи с развитием ряда процессов синтеза заметно усилились исследования, направленные на получения путем пиролиза и низших олефинов. В последнее время это направление в пиролизе стало доминирующим [4].

1.1 Методы получения

Сокращение расходов сырья, расширение сырьевой базы, а также материальных и энергетических затрат, вынуждает продолжать поиск новых видоизменений процесса.

К числу методов получения, в первую очередь, относят:

1. Пиролиз каталитический (с присутствием гетерогенных катализаторов);
2. Пиролиз высокотемпературный с газообразным теплоносителем (водяной пар, дымовые газы, водород);
3. Пиролиз с иницирующими добавками. Гидропиролиз;
4. Термоконтактные процессы;
5. Гомогенно-окислительный пиролиз;
6. Пиролиз с внешним обогревом.

Рассмотрим более подробно каждый процесс пиролиза.

1. Пиролиз каталитический (с присутствием гетерогенных катализаторов). В процессе разработки каталитического пиролиза исследовали действие не малого числа гомогенных, гетерогенных катализаторов. Увеличение процесса селективности и степени превращения сырья (выход этилена) идет при гетерогенно-каталитическом пиролизе. По итогам многих работ выявили каталитическую активность некоторых соединений: алюминатов и оксидов щелочных, оксидов металлов с переменной валентностью, редкоземельных и щелочноземельных металлов, а также алюмосиликатов. Как правило, их наносят на носители, обычно применяют пемзу, корунд, аморфные и кристаллические цеолиты, оксиды алюминия и циркония. К примеру, применение ванадата калия (KVO_3) на синтетическом корунде; оксид индия, а так же калия на пемзе практически на 10% позволяет увеличивать выход этилена, в сопоставлении с итогами термического пиролиза высокой жесткости. В обогреваемых, вертикальных трубчатых печах осуществляют каталитический пиролиз. Мы можем изменить выход бутадиена, изменяя состав катализатора. Как влияет природа сырья

исследовали на отдельных катализаторах. Во время пиролиза индивидуальных олефинов предположили версию о возможных вариантах механизма каталитического пиролиза. Была определена роль водяного пара, который взаимодействует с поверхностью катализатора. При помощи установок проводились исследования. Эти исследования позволили выявить влияние коксообразования на каталитическую активность. Так же были проработаны условия регенерации катализатора, который способен работать не более двухсот часов (количество водяного пара, по массе, примерно 75 %). Расчеты показали: эффективность каталитического пиролиза очень высока, в следствии чего происходит уменьшение на 10–12 % себестоимости низших олефинов [5].

2. Пиролиз высокотемпературный с газообразным теплоносителем (водяной пар, дымовые газы, водород). Изначально использовался дымовой газ либо его смесь с перегретым водяным паром в основном для получения ацетилена. Однако невысокий технико-экономический показатель не привел к удовлетворительным результатам, вследствие чего от него отказались.

Большую селективность достигли с помощью проведения процесса при очень высоких температур теплоносителя и ультраскоростном времени контакта, где большое значение, в реакции разложения, имеет радикал $\cdot\text{OH}$. Данный пиролиз, в адиабатическом реакторе, увеличивает выход этилена по сравнению с трубчатым пиролизом для всех видов сырья, за исключение этана [6].

3. Пиролиз в присутствии гомогенных инициаторов. Получили обширное применение различные инициаторы и добавки, способные инициировать процесс пиролиза и ингибировать дальнейшие нежелательные процессы [7].

Чтобы уменьшить скорость вторичных реакций в качестве гомогенных инициаторов используются: пероксид водорода и органические пероксиды; водород и его соединения, галогены и галогеносодержащие вещества, сера и серосодержащие вещества. В качестве сырья в пиролизе в основном

используется прямой бензин. В качестве инициатора используется водород. А также иницирующей добавкой вместо водорода может быть этан. Этан в процессе пиролиза образует водород. При помощи введение водорода в зону реакций, первичные реакции разложения сырья и реакции дальнейшего разложения олефинов ускоряют. Присутствие водорода в системе приводит к уменьшению коксообразования [8].

Другое направление — гидропиролиз, заключающийся в замене части водяного пара водородом. Роль водорода заключается в образовании радикалов $\bullet\text{H}$ по реакции. Поэтому концентрация молекулярного водорода должна быть достаточно высокой. При гидропиролизе возрастает выход этилена и снижается выход пропилена.

Недостатком гидропиролиза является дополнительный расход водорода и увеличение объема газообразных продуктов пиролиза, что влечет за собой ухудшение показателей стадии разделения пирогаза. Для устранения данного недостатка предложили вариант проведения пиролиза с увеличением давления водорода – 2,0-2,5 МПа. С увеличением давления водорода увеличивается выход этана, соответственно за счет этого уменьшается выход этилена. В жестких условиях, при пиролизе бензина, выход этилена составляет примерно 40 %, а метана – 34 % [5].

Водород является довольно эффективной добавкой при процессе пиролиза. Использование водорода, в зоне реакции, ускоряет разложения сырья первичных реакций и разложения олефинов, образовавшихся на первой стадии реакции (бутенов, пропилена) с дополнительным образованием этилена. Водород, который присутствует в системе, ведет к снижению коксообразования т.к., присоединяясь к неактивным и ненасыщенным радикалам, образующим со временем кокс, водород способен обрывать цепные радикальные реакции, ведущие к его получению.

Главная особенность процесса – это наличие в зоне реакции повышенного давления водорода и меньшем времени пребывания сырья. Данный процесс экзотермичен и это позволяет уменьшить потребность тепла.

Гидропиролиз следует проводить при высокой температуре (900 °C), парциальном и высоком давлении водорода, а также времени пребывания менее 0,1 секунды.

При добавление к сырью пиролиза, некоторых органических кислородсодержащих соединений (спирты, там же и метанол, но не альдегиды, органические кислоты) в количестве до 10 % [5], приводит к увеличению выхода низших олефинов на 5-15 %. Выход этилена возрастает. В ходе того, что образуются из кислородсодержащих соединений радикалов $\cdot\text{CH}_3$, $\cdot\text{OH}$, $\cdot\text{H}$ происходит рост выхода низших олефинов, они в свою очередь активизируют пиролиз на стадиях обрыва и развития цепи.

Недостатком всего процесса, где применяют гомогенные инициаты является: значительный расход водорода, большая стоимость производства, большое увеличение объёма газообразных продуктов пиролиза, все это неблагоприятно сказывается на работе аппарата разделения пирогаза. При применении Необходимо решать проблему по снижению коррозии используя галогеноводороды. Промышленного применения данный процесс не получил [8].

4. С использованием жидких, газообразных и твердых теплоносителей возможен термоконтактный пиролиз. Применение для этой цели расплавов: (некоторых металлов (свинец, висмут, кадмий, олово и др.) и их сплавов, солей (хлоридов, карбонатов и др.), а также шлаковых (оксидных) расплавов) имеет ряд достоинств. К ним относятся: простота непрерывного удаления кокса, сажи из реакционной зоны, переработка почти любых видов сырья и отличающийся высокой эффективностью теплопередачи. Для получения этилена с высоким выходом из широких нефтяных фракций используют пиролиз в расплавах [4]. Работы, в этих направлениях, и изучения различных вариантов технологического проведения процесса произведен учеными СССР. Изучены различные способы взаимодействия углеводородов с теплоносителем: переработка в дисперсии или пленке расплава, барботаж через слой расплава. По выбору способа подведения тепла возможен прямой

контакт расплава со средой, или через стенку, сходный с процессом пиролиза в трубчатых печах [4].

Главная проблема пиролиза в расплавах связана с потребностью циркуляции и нагрева теплоносителя. Для этого решения проведен вариант пиролиза в трубчатых печах, с дисперсионнокольцевым течением расплава. Повышая теплонапряжённость поверхности змеевика получилось значительно сократить его длину, а также и время пребывания сырья до 0,05 с. Наблюдалось как увеличивается выход этилена при пиролизе бензина от 28 до 41%. Использование расплавов металлов с температурой плавления больше 300°C в каком-то роде упрощает технологию подведения тепла и разделения продуктов, но не решает эту проблему до конца [8]. Также недостатком этого метода является нестабильность и коррозионная активность расплавов. Этот процесс недостаточно изучен и не применяется в промышленности.

5. Окислительный пиролиз – это гомогенный пиролиз, где эндотермический процесс пиролиза и экзотермическая реакция горения углеводородов совмещены в одном аппарате [6]. Применяют его при производстве ацетилена из метан и для разложения этана в этилен [8].

Теоретически, если теплоноситель заготовить вне зоны пиролиза в необходимом количестве, то его температура может быть максимально приближенна к оптимальной температуре пиролиза. Однако превращения не будет столь же глубоким, как на поверхности стенок пиролизных труб, не будет коксования и смолообразования (то есть распада исходных углеводородов до углерода и водорода). В этом основное преимущество гомогенного пиролиза перед пиролизом в трубчатых печах [8].

Быстрое и полное перемешивание исходного сырья и гомогенного теплоносителя обеспечивает высокую степень и селективность превращения без чрезмерного повышения температуры в зоне пиролиза. Это еще из важнейших преимуществ гомогенного пиролиза [8].

Несмотря на несомненные преимущества окислительного гомогенного пиролиза в сравнении пиролиза в трубчатых печах ему присуще также и

серьезные недостатки, являющиеся причиной весьма ограниченного применения этого способа получения олефинов [8].

Важнейшими недостатками этого способа являются:

- потребность в большом количестве кислорода;
- значительное усложнение системы разделения газов, смешиваемых в самом процессе пиролиза с продуктами горения (теплоносителем) [8].

Затраты на производство кислорода и на выделение из продуктов пиролиза продуктов горения не компенсируются выигрышем от перевода систем трубчатого пиролиза на гомогенно-окислительный процесс [8].

6. Пиролиз с внешним обогревом. Трубчатая печь – это более распространенный аппарат, в котором осуществляется термическое разложение углеводородов. Современная печь пиролиза конструируется так, чтобы создать оптимальные условия для образования требуемых олефинов. Эти условия подбирают исходя из общих и физических закономерностей протекания реакции.

Оптимальные условия работы установок пиролиза, обеспечивающие высокий выход этилена, – это короткое время пребывания сырья в реакционной зоне (0,1...0,5 с), высокая температура (750...950 °C), низкое общее давление (ниже 0,3 МПа (3 кгс/см²)), небольшое парциальное давление углеводорода (подача пара в количестве 25...100 % от массы сырья) и быстрая «закалка» реакционных газов с целью подавления вторичных реакций [8].

Пиролиз в трубчатых печах осуществляется, как известно, за счет переноса теплоты от источника (дымовых газов) к сырью через стенки стальной трубы [8].

Поскольку для достижения приемлемых глубин конверсии и выхода олефинов необходимо вести процесс при температурах намного выше обычных температур, то нужны трубы из высоколегированных сталей и сплавов [8].

Современные печи состоят из радиантной камеры с реакционным змеевиком, конвективной камеры со змеевиком предварительного нагрева сырья и закалочного устройства [8].

Реакционная зона должна обеспечить следующие показатели: высокий выход целевых продуктов (низших олефинов) в требуемом соотношении; высокую селективность процесса, то есть максимальный выход целевых продуктов и минимальный – нежелательных; длительный пробег печи между выжигами кокса с сохранением при этом требуемого распределения продуктов; нормальную работу при изменении состава сырья в определенных пределах; достаточную гибкость в эксплуатации, то есть при изменении нагрузки по сырью и режимов пиролиза с целью изменения распределения продуктов; длительный срок работы при максимально допустимой температуре элементов конструкции; требуемый профиль теплового потока от горелок к змеевику с приемлемой тепловой экономичностью; размещение необходимого количества реакционных змеевиков, чтобы число печей было оптимальным для данной производительности завода; компактную и экономичную конструкцию, удобную для эксплуатации и ремонта [8].

Конвективная секция печи должна быть спроектирована таким образом, чтобы обеспечить подогрев паросырьевой смеси до заданной температуры на переходе в радиантный змеевик, испарение и подогрев сырья и пара перед их смешением, использование теплоты уходящих газов [8].

К недостатком пиролиза в трубчатых печах относится дефицит труб из высоколегированных сталей и сплавов. Однако, кроме того, применение высоколегированных сталей существенно снижает коэффициент теплопроводности. Еще более он снижается при образовании коксовой пленки на внутренней поверхности трубы. Но так как толщина пленки по мере продолжения пиролиза увеличивается, возникает необходимость в повышении температуры источника (дымовых газов), это в свою очередь, влечет за собой опасность прогорания труб. Это обстоятельство также

относится к серьезным недостаткам трубчатых печей как пиролизных реакторов [8].

Специфические условия переноса теплоты в трубчатых печах существенно влияют на стабильность полей температур и концентраций в реакционном пространстве. Значительные поперечные и продольные градиенты температуры в пиролизных трубчатых змеевиках снижают выход целевых (олефины) и увеличивают выход побочных (смолы) продуктов. Избежать этого невозможно из-за комбинированного гетерогенно-гомогенного характера процесса. Тепло через стенки передается непосредственно (гетерогенно) только небольшой части продуктов в трубе, контактирующей с ее внутренней поверхностью. Эта часть продуктов находится в сильно перегретом состоянии, а затем гомогенно переносит всю теплоту остальной большей части продуктов. При таком комбинированном способе переноса теплоты неизбежна неравномерность состава продуктов пиролиза, а в результате чего у внутренней поверхности реакционных труб протекает глубокий крекинг с образованием большого количества побочных продуктов: кокса, смол, водорода, метана и некоторого количества ацетилена и его гомологов. По мере удаления от поверхности труб глубина превращения снижается и по центру труб она становится недопустимо низкой. Эта особенность трубчатых печей является едва ли не самым серьезным их недостатком как реакторов пиролиза [8].

Указанные и некоторые другие недостатки пиролиза в трубчатых печах обусловили поиск новых способов пиролиза. Поиски велись по двум направлениям:

- по пути развития поверхности и интенсивности теплообмена, при этом сохраняется гетерогенный принцип;
- по пути замены гетерогенного обмена гомогенным.

Во всех этих случаях стремились за счет интенсификации переноса теплоты уменьшить температурные градиенты в зоне превращения вещества,

а, следовательно, повысить селективность количества и качества получаемых продуктов[8].

Рассмотрев достоинства и недостатки процессов, я остановилась на пиролизе в трубчатых печах, у которого есть масса своих достоинств.

В современной технологии производства олефинов процесс совершенствования трубчатых печей направлен по следующим путям:

1. повышения температуры и соответствующего снижения времени контакта в трубчатых печах за счет интенсификации теплопередачи от теплоносителя к превращаемым продуктам;
2. повышения теплопередачи от внутренней поверхности реакционных труб к продуктам, проходящим по ним, за счет искусственной турбулизации потока;
3. повышение надежности работы печей путем совершенствования системы обогрева и автоматизации процесса пиролиза в целом;
4. изменения жаростойкости и формы реакционных труб с целью сохранения времени контакта и увеличения поверхностной плотности теплового потока;
5. ведения добавок, ингибирующих коксоотложение и процесс крекинга углеводородов;
6. увеличение единичной мощности печей.

Пиролиз в трубчатых агрегатах, благодаря простоте устройства реакционных систем, развивается и совершенствуется, несмотря на серьезные недостатки, присущие этому способу высокотемпературного крекинга углеводородов. В настоящее время этот способ применяется повсеместно, хотя и ведутся непрерывные поиски в других направлениях.

1.2 Конструктивные типы аппаратов

1.2.1 Непрерывный контактный пиролиз во взвешенном слое твердого теплоносителя

Большая, продуктивность процессов тепло- и массообмена во взвешенном слое послужили источником к развитию работ по строительству установок пиролиза. Есть установки по получению этилена представляющие из себя один агрегат. Принципиальная схема этой установки показана на рисунке 1. Данная установка рассчитана на переработку газообразного, жидкого сырья, в том числе и нефть. Теплоносителем служит кварцевый песок, который разделяют на фракции. Водяной пар используется для разбавления.

Рисунок 1. – Схема установки контактного пиролиза с твердым теплоносителем во взвешенном слое [9].

Принцип работы установки: сырьё подогревается до 400°C и, испаряется в огневом подогревателе 2 и в смеси с перегретым водяным паром (400°C) поступает в реактор 1, во взвешенный слой песка с температурой которого равной $700 - 850^{\circ}\text{C}$ (температура зависимости от вида сырья). При взаимодействии сырья и песка, который служит теплоносителем, протекает пиролиз углеводородов. Пирогаз из реактора 1 поступает в циклон 4. Происходит отделение песка в циклоне, который выводится из реактора потоком газа. В котле-утилизаторе 3 пирогаз охлаждается, и в дальнейшем в

холодильнике 9 и при помощи вентилятора 12 подается на электрофильтр 11. В свою очередь электрофильтр 11 выделяет продукты пиролиза (твердые и жидкие), которые используются в качестве топлива. Пирогаз, через сепаратор 7 и концевой холодильник 10 из электрофильтра подается на газоразделение. Во время пиролиза происходит образование кокса (из-за продолжительного времени контакта), который обволакивает пленкой частицы песка-теплоносителя. Выжиг кокса, нагревание, регенерацию теплоносителя осуществляют в газлифте 8, куда направляют заранее подогреваемый воздух, а также в небольшом количестве жидкого продукта пиролиза, который выделился в электрофильтре. Бункер 11 предназначен для отделения продуктов сгорания от песка-теплоносителя, а затем, минуя циклон 5, воздухоподогреватель 14, пароперегреватель 15, циклон 6 выбрасывается в окружающую среду. Теплоноситель-песок постоянно выводят из процесса и направляют для регенерации [9].

1.2.2 Непрерывный пиролиз в движущемся слое твердого теплоносителя

Недостатки периодически действующего регенеративного реактора обусловили разработку аппарата, в котором непрерывно, противотоком к потоку газа, движется теплоноситель, который используют для пиролиза углеводородов и подогрева.

Эксперименты и расчеты показали, что по данной схеме есть вероятность увеличить выход целевых продуктов (этилен) при помощи значительно высокой температуры, более низкого среднего давления и меньшего времени контакта в сравнении с трубчатыми печами [9].

Рассмотрим принципиальную схему установки с твердым движущимся теплоносителем (рисунок 2).

мелочи теплоносителя. Пары сырья, подвергающие нагреву и крекингу через круговой распределитель подаются в нижнюю часть реактора, который обеспечивает равномерность распределения сырья. Все продукты пиролиза, на выходе из реактора, поступают в закалочный первичный аппарат 12, там происходит снижение температуры до 250-400 °С. Затем продукты пирогаза охлаждаются до 50-60 °С при помощи оросительного скруббера. Чтобы предупредить смешивания продукта сгорания с пирогазом создаётся затворка с помощью подачи водяного пара. Такая же затворка создается между дозатором и реактором для того, чтобы предотвратить смешивания сырья с воздухом из газлифта [9].

В процессе сравнения реактора с движущимся теплоносителем и трубчатых печей мы видим следующее: во время пиролиза в реакторе возможно поддержание наиболее высоких температур и меньшего времени контакта, чем в трубчатых печах; и выхода целевого продукта – этилен. Даже во время небольшого перепада давления работа реактора продолжается и без рециркуляции в системе пиролиз-газоразделение [9].

Но с другой стороны, реактор требует больших капитальных затрат, расход технологического пара больше, и необходимость в периодической очистке системы от кокса, эксплуатационные расходы увеличиваются из-за износа твердого теплоносителя [9].

1.2.3 Окислительный пиролиз

Сущность пиролиза заключается в том, что теплоноситель (продукты сгорания какого-либо топлива), получаемый либо в самостоятельном устройстве (топке), либо непосредственно в реакционной зоне пиролиза, быстро и относительно полно смешивается с превращаемым сырьем, при этом проходит их гомогенная конверсии (пиролиз) (рисунок 3) [8].

С таким давлением предел взрываемости этана значительно уменьшаются. Этот процесс положительно влияет на протекание реакции, объем которых увеличивается. Добавляем к кислороду 10 % объемных азота, это необходимо для того, чтобы сгорание происходило без взрыва [9].

Температуру газа, за смесительной камерой, повышают от 600 до 850 °С, в том случае если процесс протекает благоприятно, затем после выхода из реактора снижают до 800 °С. Пирогаз, нагретый до 800°С, подают в теплообменник для заделки 4. Затем пирогаз выходит из заделочного теплообменника с температурой 400 °С, а затем происходит его охлаждение до 40 °С при помощи скруббера. Пирогаз, после оросительного холодильника, поступает в вакуум-насос 6, необходимо это для того чтобы создать и поддержать в системе пиролиза абсолютного давления равное 410 мм рт.ст. в системе пиролиза [9].

1.2.4 Пиролиз в трубчатых печах

Чтобы осуществлять термическое разложение углеводородов применяется более распространенный аппарат – трубчатая печь, представленный на рисунке 4 [9].

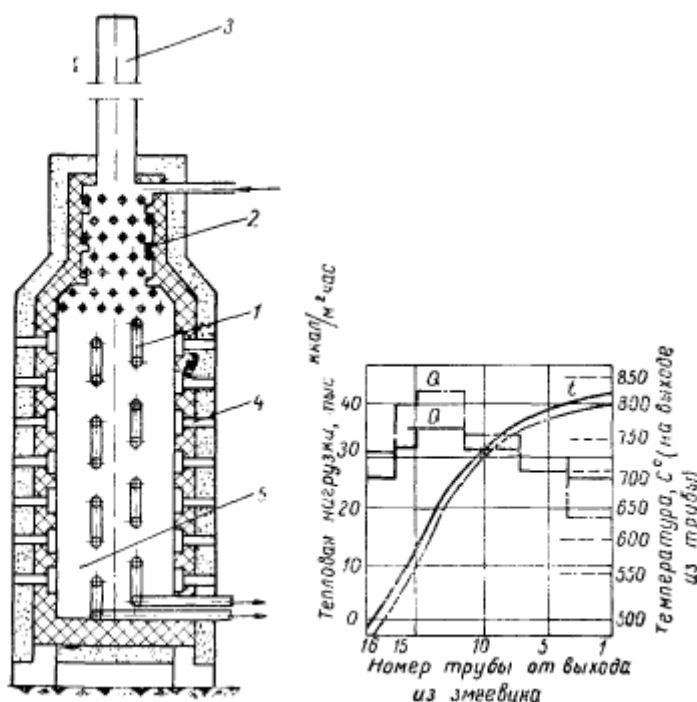


Рисунок 4 – Схема трубчатого реактора градиентного типа

Данная схема, трубчатого реактора градиентного типа, включает в себя следующие основные элементы: собственный реактор 1, который выполнен в виде трубчатого змеевика, подогреватель змеевика 2, тяговые устройства 3, газогорелочные устройства 4, камеру сгорания 5 (облицована огнеупорной кладкой и имеющая металлический корпус) [9].

В зависимости от расположения змеевика в камере сгорания различают следующие виды трубчатых печей: с боковыми экранами; с экраном двустороннего облучения; с потолочным и подовым экраном; с потолочными экраном на наклонном своде [9].

Наибольшее распространение, для пиролиза углеводородов в промышленности, получили печи с потолочным и подовым экраном представленная на рисунке 4. Эти печи сконструировали для переработки нефтепродуктов, а в дальнейшем приспособили для пиролиза этана, пропана либо их смесей [9].

На рисунке 4 также изображено распределение температур, которое относят к пиролизу смесей имеющие в своем составе этан – 20 % и пропан – 80 % с давлением на выходе из змеевика примерно 2 кг/см². Со скоростью 125 кг/м² секунд и превращением пропана примерно 83 % кокс откладывается в малом количестве, поэтому очистку змеевика проводят каждый четвертый месяц [9].

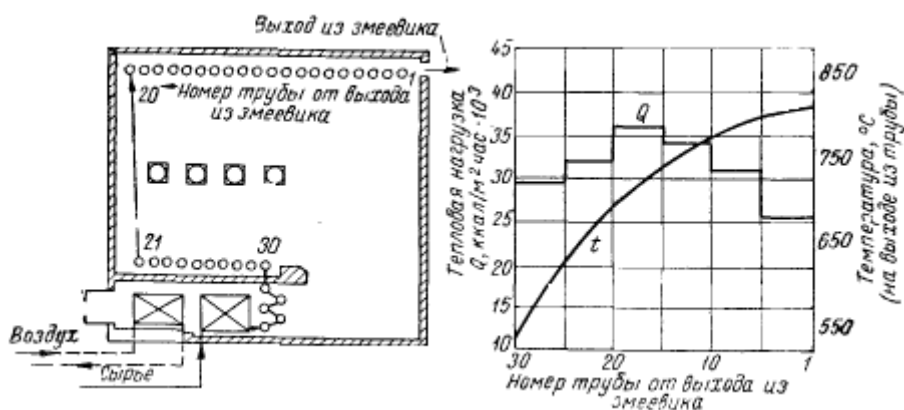


Рисунок 5. – Схема с трубчатым реактором с потолочным и подовым экраном [9]..

1.3 Технологическое оформление процесса

Типичная современная трубчатая печь пиролиза состоит из двух камер – конвекционной и радиантной. Процесс пиролиза осуществляется в печи следующим образом: в змеевиках конвекционной камеры сырье испаряется, смешивается с водяным паром и подогревается до температуры реакции, после чего поступает в пиролизный (реакционный) змеевик, расположенный в радиантной камере. В этом змеевике при подводе тепла происходит пиролиз с образованием целевых олефинов. На выходе из печи газ пиролиза для предотвращения вторичных реакций разложения полученных олефинов охлаждается в узле закалочного охлаждения. Последний включает теплообменник и аппарат масляного закалочного охлаждения. В теплообменнике теплота отводимого газа пиролиза утилизируется для получения пара высокого давления, который используется на нужды установки пиролиза. Таким образом, печь пиролиза и теплообменник, где охлаждается газ пиролиза, образуют единый узел для осуществления технологического процесса и получения энергии [8].

Радиантная и конвекционная камеры монтируются на стальной конструкции, которая служит опорой для печи и обслуживающих площадок [8].

Радиантная зона печи представляет собой топочную камеру, оборудованную горелками, установленными в стенках, поде или своде камеры. Пиролизный змеевик, располагаемый в этой камере, образует в современных печах многопоточную систему, состоящую из нескольких одиночных змеевиков, которые монтируются в виде одно- или многорядного экрана или обогреваются за счет теплоты, выделяющийся при сгорании топлива в горелках. Температура реакции задается, как правило, максимально возможной исходя из жаропрочности конструкционного материала труб пиролизного змеевика, в результате чего трубы работают при высоких значениях теплонапряжения. Чтобы обеспечить трубам требуемую

механическую прочность при длительном воздействии на них высоких температур, змеевик располагают вертикально (до второй половины 60-х годов печи пиролиза оборудовались горизонтальными змеевиками) [8].

Необходимо добиваться оптимального сочетания экономичности конструкции узла закалочного охлаждения и минимальных затрат на содержание и текущий ремонт установки. Для уменьшения капиталовложений и затрат на содержание и текущий ремонт число теплообменников должно быть ограничено. Это проще всего достигается при шахматном расположении труб пиролизного змеевика. При однорядном расположении труб с одним теплообменником. При пиролизе бензина в мягком режиме к одному теплообменнику можно подключить даже до восьми змеевиков от двух отдельных печей, при этом продолжительность пробега теплообменника может достигать 3 месяца [8].

Применение труб большего диаметра предотвращает забивание теплообменника кусками кокса в процессе очистки пиролизных змеевиков. Однако трубы большего диаметра менее экономичны и увеличивают продолжительность пребывания продуктов пиролиза в теплообменнике вследствие увеличения впускной камеры и длины трубы. Чтобы избежать повышения сопротивления с применением труб меньшего диаметра продвижение сырья производят четырьмя параллельными потоками. Во избежание чрезмерного образования продуктов уплотнения сырье разбавляют водяным паром до 50 %. Несмотря на это в трубах постепенно накапливается кокс, и для его удаления печи периодически останавливают и очищают [8].

Высокие температуры в радиантной камере 830 – 900 °С требуют применение тепловой изоляции, что является серьезным технико-экономическим фактором по повышению коэффициента полезного действия, производительности, снижению расхода топлива. Положительный эффект при изоляции достигается лишь в тех случаях, когда выбраны качественные изоляционные материалы, установлена соответствующая толщина изоляции и

правильно выполнен монтаж изоляции. В противном случае возможно быстрое разрушение изоляционной конструкции и огнеупорной кладки.

Тепловая изоляция, кроме экономии тепла и увеличении производительности труда уменьшает фильтрацию холодного воздуха из атмосферы во внутреннюю полость печи и горячих газов из печи в атмосферу, а также снижает температурный градиент в кладки. Это уменьшает напряжение в кладки и повышает ее стойкость.

В данном проекте делается выбор в пользу пиролиза в печах со змеевиками, используемый на заводе ЭП 300. Это объясняется сложностью перехода на другой способ (смена оборудования, обучение персонала) и наименьшими затратами для увеличения производительности, которое возможно на имеющейся технологической линии.

Пиролиз пропан-бутановой фракции ведут при температуре 830-855 °С с добавлением водяного пара в соотношении 0,6:1,0.

Выбор сырья определяется выбором конкретных условий строящегося объекта: близость ресурсов, общей прибылью того или иного сырья для пиролиза.

В России выбор сырья осуществляется в направлении более 'легкого' (этановой, пропан-бутановой). Это происходит, на мой взгляд, из-за довольно высокой энергоемкости производства пиролиза (около 40 % от себестоимости этилена). Так, если общий расход энергии на 1 тонну этилена при пиролизе этана составляет 1,03 тонны условного топлива, то при пиролизе бензина этот показатель составляет 1,21 тонны условного топлива. Также растет расход электроэнергии и охлаждающей воды. С другой стороны по мере 'утяжеления сырья' снижается расход пара высокого давления: при пиролизе этана составляет 120 т/ч, при пиролизе бензина 70 т/ч.

2 Объекты и методы исследования

2.1 Общая характеристика производства

Производственная мощность установки пиролиза пропан-бутановой фракции составляет 324 тысяч тонн этилена в год. Основным сырьем производства этилена является прямогонный бензин. Товарные продукты получаемые при пиролизе бензина: этилен, пропилен, углеводороды C_4 и этановая фракция- легкая фракция углеводородов. Переработка этана – рецикла организована на всех этиленовых производствах с целью снижения расхода сырья на получение целевого продукта – этилена.

При обычных условиях этилен является газом $T_{\text{крит}} = 9,9\text{ }^{\circ}\text{C}$, в жидкость его можно превратить только низкой температуре и высоком давлении.

Все низшие олефины дают с воздухом взрывоопасные смеси, вследствие чего цеха, производящие эти углеводороды, относятся по своей пожароопасности к категории А. По токсичности олефины близки к насыщенным углеводородам (вызывают при вдыхании паров наркотические явления).

Прямогонный бензин является единственным источником получения этана, поэтому для мощности производства 324 тысяч тонн в год нужно рассчитать расход прямогонного бензина. Нашей задачей является определить число трубчатых печей для обеспечения данной производительности этилена.

2.2 Характеристика производимой продукции. Характеристика исходного сырья, материалов и полупродуктов

Таблица 2.1 – Характеристика производимой продукции

Наименование сырья, материалы и полупродукты	ГОСТ, ТУ, регламент или методика по подготовки сырья	Показатель по стандарту, для проверки обязательны	Регламентируемые показатели
1. Пирогаз		Температура самовоспламенения, °С	500– 540
2.Этилен	ГОСТ 25070-87	Температура кипения, °С Температура самовоспламенения, °С Теплота сгорания, кДж/моль Плотность по воздуху, кг/м	минус 103,7 435 1318 0,974
3.Пропилен	ГОСТ 25043-87	Температура самовоспламенения, °С Температура кипения, °С Теплота сгорания, кДж/моль	455 минус 47,7 1919

Таблица 2.2 – Характеристика исходного сырья, материалов и полупродуктов

Наименование сырья, материалы, полупродукты	ГОСТ, ТУ, методика или регламент на подготовку сырья	Показатели по стандарту, для проверки обязательны	Регламентируемые показатели	
			бензин прямогонный	Бензин-рафинат
1	2	3	4	5
1. Бензин	ТУ38.402-62-120-90	1. Плотность при 200°С, г/см³ 2. Фракционный состав, °С: - температура начала кипения -10% продукта перегоняется при	0,725 Не ниже 35 Не выше 75	Не определяется Не ниже 35 Не определяется Не нормируется
		температуре, -50% продукта перегоняется при температуре, -90% продукта перегоняется при температуре, - температура конца кипения 3. Углеводородный состав, %: -массовая доля ароматических УВ -массовая доля финовых УВ 4. Йодное число, г йода на 100г продукта 5. Массовая доля серы, % 6. Испытание на медной пластинке 7. Содержание воды и механических примесей 8. Содержание водорастворимых щелочей 9. Массовая концентрация фактических смол, мг на 100см³	Не выше 105 Не выше 150 Не выше 170 Не более 7 Не более 35 Не менее 35 Не более 1,0 Не более 0,05 Отсутствие Не более 2	Не определяется Не выше 120 Не более 2 Не более 1,0 Не более 0,002 Выдерживает Отсутствие Отсутствие Отсутствие Не определяется Не определяется

1	2	3	4	5
2. Пропан-бутановая фракция	ГОСТ20448-90	1. Углеводородный состав (массовая доля), %: - C ₁ -C ₂ (этан+метан+этилен) - C ₃ - C ₄ - C ₅ и выше - сера	Не нормируется Не нормируется Не нормируется Не нормируется По факту	
3. Этановая фракция	Проект	1. Полный состав (объемная доля), %: - этилена	Не более 1,5	
		- этана - пропилена	95-98 Не более 3,0	
4. Пропановая фракция	Проект	1. Полный состав (объемная доля), %: - C ₃ H ₆ + C ₃ H ₈ - метилацетилен + пропидиена - сумма C ₄	Не менее 75 Не более 25 Не более 4	
5. Водородная фракция	Проект	1. Полный состав (объемная доля), %: - водород - CO - метан - этилен	85-96 0,1-1,5 5-15 Не более 0,1	
6. Деаэрированная вода (питательная вода)	РТМ 108.030.130-79	1. Содержание O ₂ в воде, мкг/кг 2. pH при 250°C 3. Удельная электропроводимость, мкСм/см	9,1+0,1 Не более 1.0 Не менее 7600	

1	2	3	4	5
7.Газы горючие природные промышленног о и коммунально- бытового назначения	ГОСТ 5542- 87(топливный газ)	1.Теплота сгорания низшая, ккал, при 200°С 2.Масса механических примесей в 1м ³ , г 3.Объемная доля кислорода, %	Не более 0,001 Не более 1,0 61-75	
8.Масло индустриально е	ГОСТ 20799- 88марка И-40	1.Кинематическая вязкость при 40 ⁰ С, сСт: 2.Температура вспышки, определяемая в открытом тигле, °С 3. Содержание воды	не ниже 220 следы	
9. Катализатор	ТУ 38.102178-86	1.Химический состав катализатора (в пересчете на прокаленное при		
	ТУ 2163-006- 05766557-98	8500°С), %: -массовая доля палладия - массовая доля железа - массовая доля натрия в пересчете на окись натрия 2.Насыпная плотность катализатора (прокаленного при 5500°С), кг/дм ³	0,25±0,05 Не более 0,02 Не более 0,13 0,6±0,15	
10.Синтетичес кий цеолит		1.Насыпная плотность, г/см ³ 2.Механическая прочность на раздавливание, кг/мм ²	Не менее 0,72 Не менее 1,2	

1	2	3	4	5
11.Широкая фракция легких углеводородов (ШФЛУ)	ТУ 38.101524-93	<p>Массовая доля компонентов, %:</p> <ul style="list-style-type: none"> - сумма C₁-C₂ - пропан - сумма C₄-C₅ - сумма C₆ <p>2.Массовая доля метанола, %</p> <p>3.Массовая доля сероводорода и меркаптановой серы, %</p> <p>в том числе: сероводорода</p> <p>4.Содержание свободной воды и щелочи</p>	<p>марка А</p> <p>Не более 3</p> <p>Не менее 15</p> <p>Не менее 45</p> <p>Не более 15</p> <p>Не нормируется</p> <p>Не более 0,025</p> <p>Не более 0,003</p> <p>Отсутствует</p> <p>Не более 10</p>	<p>марка Б</p> <p>Не более 5</p> <p>-</p> <p>Не менее 40</p> <p>Не более 30</p> <p>Не более 0,05</p>

2.3 Физико-химические основы технологического процесса

Пиролиз углеводородов – это один из сложных процессов, где протекает ряд химических реакций: полимеризация углеводородов по радикально-цепному механизму с температурой 830 – 855 °С, с низки давлением для получения пиролизного газа, а так же реакций конденсации, расщепления. Химические реакции пиролиза можно разделить на первичные и вторичные [1].

На сегодняшний день процесс пиролиза углеводородов представляет основной источник как производства олефинов – этилен и пропилен, так и бутиленов, бутадиена, ксилолов, бензола, специальных масел, циклопентена, изопрена, циклопентадиена, нафталина, стирола, сырья для производства технического углерода, нефтеполимерных смол, растворителей. Циклопентан в количестве 30 % содержит фракция C_5 , в том числе и димеры, а также изопрен – 10%. Состав тяжелых смол (с температурой кипения больше 200 °С) включает в себя содержание нафталина и его гомологов, конденсированных ароматических углеводородов и небольшого количества тетралина. Помимо этого, смолы содержат небольшое количество неароматических углеводородов, а так же диены и олефины. Химические продукты, которые получают из смол пиролиза, составляют конкуренцию традиционным процессам их производств. Основное сырье, который входит в процесс пиролиза, является: бутан, пропан, этан которые содержатся в попутном нефтезаводском газе, бензин прямой перегонки нефти, рафинат каталитического риформинга, газовый бензин. Из-за высокой стоимости бензиновой фракции, применяют в качестве сырья пиролиза, среднюю и тяжелую нефтяную фракцию, а также используется сырая нефть.

2.3.1 Теоретические основы процесса пиролиза

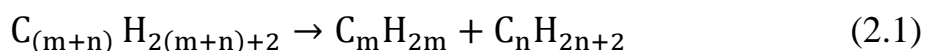
В основу производства низших олефинов входит термическое разложение углеводородного сырья с дальнейшим разделением получаемого продукта. Реакции, которые протекают в процессе пиролиза, делятся на первичные и вторичные. К первичной реакции относится – разложение исходных

углеводородов где образуются водород, низшие алканы, этилен, пропилен, и другие олефины. Вторичные реакции – нежелательны. К таким реакциям относят:

- а. последующие разложения образовавшихся олефинов;
- б. дегидрирование и гидрирование олефинов, в которых образуются парафины, диены, ацетилен и его производные;
- с. скопление отдельных молекул в результате чего образуются более высокомолекулярные углеводороды и более стабильные структуры (ароматические углеводороды, циклодиены и т.д).

Течение всех реакций, в процессе пиролиза, протекают с одновременной скоростью. Поэтому очень важно создать такие условия, в результате чего протекание вторичных реакций будут сводиться к меньшим значениям. При достижении более высоких температур, ненасыщенные углеводороды становятся термодинамически более стабильными, в отличие от парафинов.

Проведем сравнение термодинамики допустимых направлений для образования олефинов. Например, расщепление молекул исходных парафинов:



$$\Delta G_T^0 = 75200 - 142T \left(\frac{\text{кДж}}{\text{моль}} \right) \quad (2.2)$$

Термодинамическая стабильность определяется температурой, при которой происходит изменение энергии Гиббса

$$\Delta G = \Delta H - T\Delta S \quad (2.3)$$

где ΔH — тепловой эффект реакции, T — температура, ΔS — изменение энтропии, становится равным нулю или отрицательным. Обе реакции эндотермичны и протекают с увеличением объема. Для того чтобы степень равновесия сместилась к расщеплению сырья, а также образованию олефина, нужно понизить давление и повысить температуру. Если расщепление углеводородов начинает проходить при достижении температуры 500 °С, то положительный эффект реакций дегидрирования, с целью образования продуктов пиролиза, начинается протекать только тогда, когда температура процесса достигает 800 – 855 °С. Чтобы достичь нужного парциального давления углеводородов, с экономической точки зрения, исходную смесь разбавляют

водяным паром. Это может вести за собой как положительный, так и отрицательный характер.

Положительная сторона:

- a. при снижении удельного количества тепла, которое необходимо для нагрева труб в реакторе, за счет частичного ввода энергий при участии водяного пара напрямую в сырье;
- b. испаряемость углеводородов улучшается;
- c. из-за турбулизаций потоков углеводородов в реакционном змеевике, уменьшается отложение кокса;
- d. так как реакционная смесь подвергается разбавлению, протекание вторичных реакций уменьшается.

Отрицательная сторона:

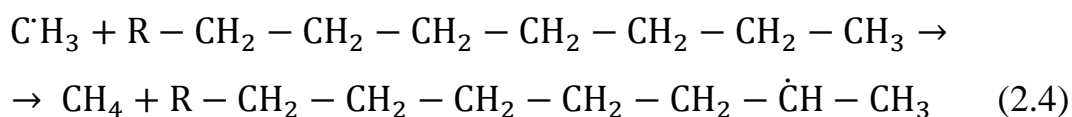
- a. энергетические затраты (для лучшего протекания реакций, необходим нагрев процесса до нужных температур)
- b. повышенное капиталовложение (для реконструкции печи и усложнение систем разделений продукта пиролиза).

Основные реакции процесса пиролиза (при использовании в качестве сырья нефтяные фракции) расщепление углеводородных цепей, в результате которых образуется олефин и парафин. Первичный продукт может подвергаться дальнейшему крекингу (вторичное расщепление). В результате получаем соединения легких углеводородов, которые насыщены олефинами. Во время процесса дегидрирования определенных олефинов образуется ацетилен и его производные и, вдобавок диеновые углеводороды, которые имеют высокую реакционную способность. Во время дегидрирования из циклоолефинов образуются арены, а так же бензол. Увеличение температур, до 1000 °С, благоприятствуют протеканию последующих реакций.

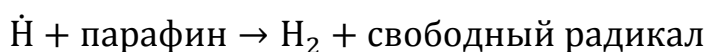
Полимеризация ненасыщенных углеводородов – это еще один ненужный процесс, который не протекает в условиях пиролиза. Данная реакция экзотермична и начинается только при пониженных температурах. Основной задачей закалки газа пиролиза, где она уже возможна, является как можно скорее

прохождение температурных областей, и где скорости ещё достаточно высоки. Если увеличивается время пребывания сырья в зоне высокой температуры, то начинает повышаться ряд ненужных превращений целевого продукта. Для того чтобы предотвратить нежелательный процесс и повысить избирательность (селективность) нужно уменьшить время пребывания сырья..

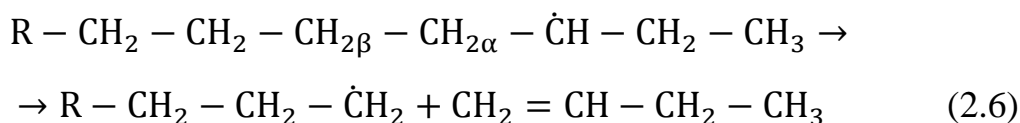
Разложение углеводородного сырья (термическое) происходит по радикально цепному механизму. Под влиянием температуры первичное зарождение цепи происходит при гомолитическом разрыве наиболее слабой С-С связи. Там уже образуются свободные радикалы, они способны образовывать новый свободный радикал, отрывая от молекулы исходного углеводорода атом водорода.



или



Первичные радикалы, те что образовались не устойчивы и имеют длинную цепь. За счет расщепления происходит их стабилизация связи С-С, находящейся в β-положении к радикальному центру, это отвечает общему принципу наименьшего изменения структуры:



Реакции β-распада продолжают до тех пор, пока не образуются устойчивые радикалы - метильный либо этильный, которые, в дальнейшем, становятся источником зарождения новых цепей. Возможность создания тех либо других радикалов на стадии продолжения цепи зависят от строения атакуемых молекул углеводорода. Атом водорода от третичных атомов углерода отрывается намного легче, чем от вторичных и первичных атомов. С ростом содержания парафинов в сырье, выход увеличивается, т.е. роль играет химический состав сырья.

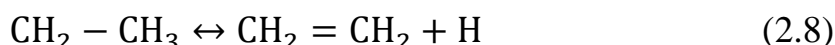
Протекающие вторичные реакции, а они разнообразны, затрудняют процесс, особенно при возрастании степени конверсии, а также от природы сырья. При разработки печей, эмпирическая зависимость и экспериментальная проверка очень значима.

При пиролизе пропана, на стадии продолжения цепи огромную роль играет как метильный радикал $\cdot\text{CH}_3$, так и радикал $\cdot\text{H}$.

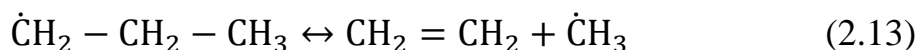
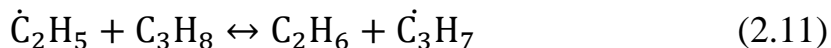
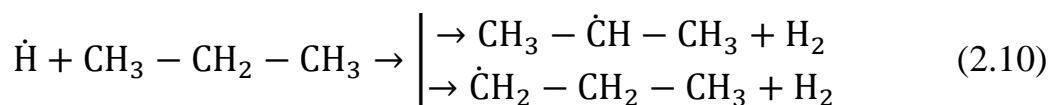
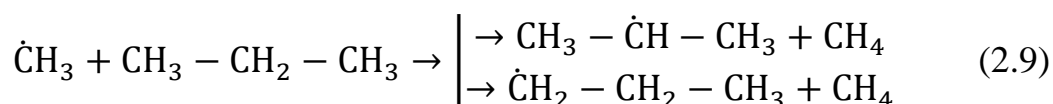
Инициирование:



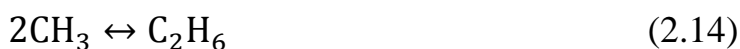
Быстрый распад этильного радикала заключается в инициировании:



Продолжение цепи, в результате которого могут образоваться изо- или н-пропильный радикалы:



Радикалы $\text{H}\cdot$ и $\text{CH}_3\cdot$ продолжают распад цепи. Обрыв цепи происходит следующим образом:



Только на начальной стадии процесса механизм распада пропана соответствует составу продукта.

Также на состав продукта пиролиза влияет температура. Если температура низкая, соответствующего процесса крекинга, то большую роль имеет реакция (2.9 а) и (2.10 а) по сравнению с (2.9 б) и (2.10 б), т.к. разрыв связи С – Н первичного углеродного атома выше, по сравнению со вторичным. Тем самым по

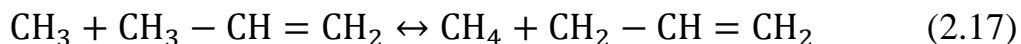
реакции (2.12) пропилен образуется в большем количестве, а этилен по реакции (2.13) в меньшем. Во время пиролиза углеводородов C_4 и выше, этильный радикал образуется как на стадии инициирования, так и на стадии продолжения цепи. От соотношения скоростей реакции зависит состав продукта пиролиза (2.8) и (2.11). При малой температуре огромную роль несет за собой реакция (2.11), у которой энергия активации составляет примерно 45 кДж/моль, а роль реакции (2.8), с энергией активации 168 кДж/моль, в меньшей степени. В результате этан образуется в большей степени, а этилен в меньшей. А вот при высоких температурах, происходит все наоборот, этилен образуется в большей степени, а пропилен и этан в меньшей. Объяснить это можно следующим образом: в соответствии с уравнением Аррениуса, с увеличением температур реакции ускоряются в большую степень, они имеют более высокую энергию активации, это видно по реакциям (2.8), (2.9 б) и (2.10 б).

Огромную значимость в процессе пиролиза играет стадия разрыва цепи. Поочередность реакций, по исходному углеводороду, зависит от того, какая из трех реакции разрыва цепи (2.14), (2.15) либо (2.16) превосходит.

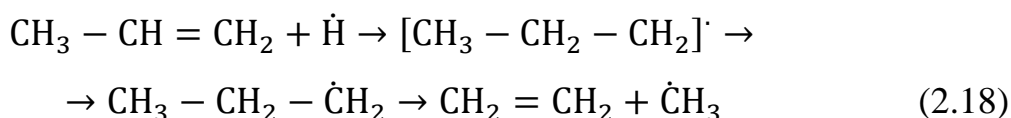
Торможение распада парафинов олефинами (пропилен и изобутен) объясняется двумя механизмами.

В термическом крекинге, где преобладают радикалы $\cdot CH_3$ торможение объясняется, аллильным механизмом.

Радикал $\cdot CH_3$ отрывает атом водорода от пропилена либо изобутилена с образованием малоактивных аллильных радикалов:

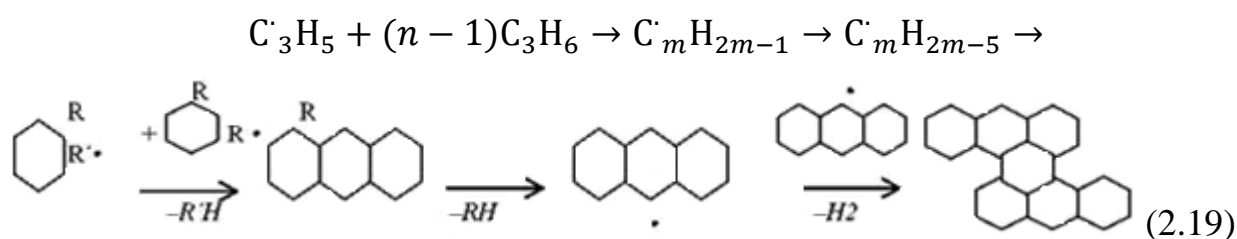


Аллильные радикалы не способны продолжить распад цепи, поэтому замена радикала $\cdot CH_3$ аллильным приводит к торможению распада парафинов. При температурном пиролизе торможения являются следствием присоединения водорода к олефинам с образованием колебательно возбужденных частиц, которые распадаются на метильный радикал и этилен (работы Р. А. Калининко):



Парафины ускоряют процесс распада олефинов при помощи реакции (2.18).

Мы рассмотрели в основном реакции распада, которые наблюдали на начальной стадии процесса, не учитывая вторичную реакцию и реакцию уплотнения, которая в процессе пиролиза играют значимую роль. При углублении процесса в реакционных смесях появляется все больше и больше продуктов кокса и уплотнения, которые мешают нормально осуществлять данный процесс. Олефины и ароматические углеводороды принимают активное участие в реакциях уплотнения. Существует мнение, что образование кокса происходит в результате реакции дегидроциклизации и деструктивной поликонденсации, а также полимеризации, которые, в итоге, ведут к образованию сложных полициклических структур, которые объединяются при помощи водорода:



Существуют и иные методы, при которых образуется кокс.

Кокс, который отлагается в реакторе пиролиза, имеет свойство образоваться двумя способами:

- а. гетерогенное разложение молекул углеводорода на стенках реактора либо на частицах металла, которые извлечены из металлической поверхности и остающиеся на поверхности увеличивающегося слоя кокса;
- б. особо благоприятствуют полициклические ароматические углеводороды, содержащиеся в сырье, которые протекают в реакции присоединения в объеме реактора.

Различные пути образования кокса в процессе пиролиза углеводородов свидетельствуют многочисленные разнообразия кокса по типу и структуре, которые формируются во время термического разложения углеводородов:

газообразных и жидких. В процессе пиролиза, протекающего при температурах 650 – 900°C, возможно формирование кокса трех типов:

1. игольчатый либо нитевидный ленточный (дендрит);
2. слоистый анизотропный, при котором образуется прочная пленка;
3. изотропный, при таком типе образуется не достаточно прочная, черного цвета пленка.

От условия проведения процесса зависит количественное соотношение двух путей, при которых образуется кокс (структуры и парциального давления паров исходных углеводородов, состояния стенок реактора, температуры реакций и т.д.). С наиболее высокими температурами и значительными степенями превращения исходного сырья, увеличиваются значения конденсационного механизма (кокс получается слоистым анизотропным и аморфным), при этом на разновидность кокса влияет парциальное давление углеводородов, свойств поверхностей, на которых кокс отлагается, температура, строение исходных углеводородов, и т.д. Повышение доли аморфного кокса увеличивается, за счет увеличения парциального давления углеводорода.

2.3.2 Кинетика и термодинамика процесса пиролиза

Достаточно сложный процесс представляет собой термическое разложение углеводородов. Этот процесс можно представить как ряд химических реакций, протекающих последовательно и параллельно, где образуется большое число продуктов [5]. Энергетические характеристики реакций, которые выражают термодинамическими соотношениями, определяют направления и максимальную равновесную степень превращения по ним исходных веществ [5].

Степень равновесного превращения по химическим реакциям можно вычислить при помощи уравнения зависимости константы равновесия Kp от изменения стандартной энергии Гиббса (свободной энергии, G°) [7]:

$$\ln Kp = -\frac{\Delta G^\circ}{R \cdot T} \quad (2.20)$$

При термическом разложении углеводородов получают разнообразные продукты, а также метан, низшие олефины и алканы с меньше молекулярной массой, чем исходные [5].

Основная реакция, при пиролизе этана, является дегидрирование, в процессе которого образуется этилен. При пиролизе пропана наряду с дегидрированием пропилена происходит расщепление до этилена и метана [5].

Представить разложение н-бутана можно реакциями расщепления, и дегидрирования, двумя направлениями. Согласно молекулярным реакциям разложение алканов $C_2 - C_4$ протекает следующим образом: [5].



От длины углеводородной цепи зависят реакции расщепления углеводородов, чем больше атомов углерода в молекулах исходных веществ, тем больше протекает его равновесное расщепление при низких температурах (рисунок 6).

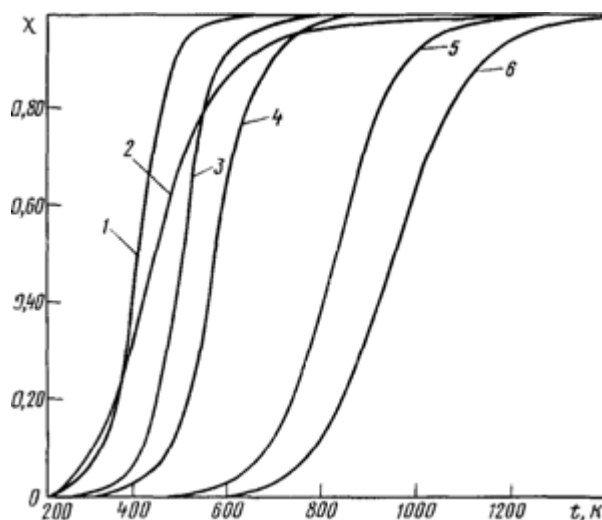


Рисунок 6. – Температурная зависимость равновесной степени превращения X алканов $C_2 - C_4$ по реакциям расщепления и дегидрирования [5]

(Нумерация кривых соответствуют нумерации реакций по тексту) [5]

При повышенной температуре равновесная степень разложения алканов (на углерод и водород) и олефинов увеличивается, а ацетилена – уменьшается [5].

Ацетилен становится термодинамически наиболее стойкий (при температуре ≈ 1400 К), в отличие от этилена. В условиях пиролиза, то есть при малом времени пребывания сырья в зоне реакции, распад олефинов и алканов, не в зависимости от его большей равновесной вероятности, происходит благодаря кинетическим ограничениям [5].

Наиболее важным параметром процесса, является температура. Она позволяет определять превращение исходных веществ по реакциям, которые протекают в процессе пиролиза, а также распределять продукты пиролиза. Чем больше температура, в процессе первичных реакций, тем больше выход водорода, метана и низших олефинов, а также уменьшение выхода алканов.

При обычном пиролизе, когда глубина разложений исходных веществ большая, вторичные реакции также имеют определенную глубину протекания. Скорость вторичных реакций меньше зависят от температур, в отличие от первичных, но данная зависимость характеризуется величинами энергии активации соответствующих превращений [5]. Температурная зависимость выхода определенного продукта довольно таки сложена. Поэтому для многих видов сырья необходим экспериментальный подход.

Еще одним главным параметром пиролиза является время контакта вещества в зоне реакций. Время контакта это отрезок времени, в течении которого поток реагирующих веществ находится в реакционном змеевике. Подбираются такие температуры, в процессе которых реакции пиролиза проходят при большой скорости. Приблизительная температура при начале реакций, на примере прямогонного бензина, равна 650°C (рисунок 7).

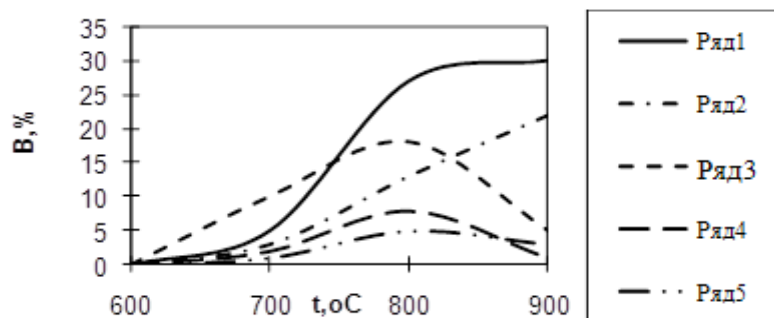


Рисунок 7. – Зависимость в изотермическом реакторе выходов (В) продуктов пиролиза прямогонного бензина от температуры t: 1 – C_2H_4 ; 2 – CH_4 ; 3 – C_3H_6 ; 4 – C_4H_8 ; 5 – C_4H_6 [5]

Скорость первичных реакции, в процессе которых образуется олефин, увеличивается с ростом температуры в большую степень – в отличие от скорости вторичных реакций. Для каждого промежуточного процесса есть свое оптимальное время пребывания продукта, которое зависит от температуры. При увеличении температуры оптимальное время пребывания снижается.

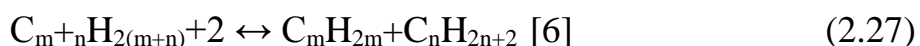
Для углеводородов C_6 , при низких температурах, термодинамическая постоянность углеводородов, различных классов, при равном значении углеводородных атомов в молекуле происходит понижение в ряду [6]:

Парафины > Нафтены > Олефины > Ароматические углеводороды [6].

Но при увеличении температуры ввиду разных зависимостей энергия Гиббса от температуры порядок изменяется в противоположную сторону [6]:

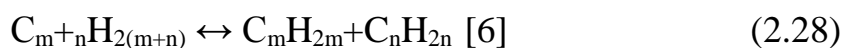
Ароматические углеводороды > Олефины > Нафтены > Парафины [6].

Следует ожидать изменения в групповом составе углеводородов из-за термического воздействия на нефтепродукты. С более короткой цепью углеродных атомов может происходить процесс расщепления (крекинг) парафина с образованием молекул олефинов и парафина, а уже обратный процесс представляет собой алкилирование парафина олефинов [6]:



Расщепление парафинов термодинамически невозможно, так как примерно до 600K изменение (ΔG°) больше нуля, но возможно алкилирование. Положение меняется в обратную сторону, если температура повышена, причем при 800K и выше расщепление является почти необратимым процессом [6].

Для олефинов расщепление проявляется при более высокой температуре, чем для парафинов. В системе обратимых реакций пиролиза олефина и его димеризации (полимеризации) [6]:



перемена знака в изменении ΔG^0 для низших олефинов происходит только при 750-800К. Это указывает на термодинамическую возможность их полимеризации при термическом и каталитическом пиролизе, но с преобладанием расщепления при более высоких температурах [6].

Известные нам законы термодинамики позволяют оценить роль давления при термическом расщеплении нефтепродуктов. При повышении давления происходит смещение равновесия в сторону алкилирования парафинов и полимеризации олефинов, поскольку данные реакции проходят с уменьшением объема. В связи с этим, высокое давление препятствует глубокому расщеплению сырья и снижает образование низших углеводородов и особенно олефинов. Очевидно, понижение давления и повышения температуры должны действовать в обратном направлении [6].

2.4 Описание технологической схемы процесса

Две печи пиролиза бензина (ПБФ) конструктивно объединены в одном металлическом каркасе. Печь пиролиза бензина (ПБФ) включает в себя камеру конвекции, камеру радиации и дымоход.

Камера конвекции бензиновой (ПБФ) печи предназначена для испарения сырья, подогрева паросырьевой смеси и питательной воды, а также перегрева пара высокого давления за счет использования тепла дымовых газов и состоит из 6 секций:

1-ая секция - нагрев бензина (ПБФ) в четырехпоточных змеевиках (трубы диаметром 89х6мм, поверхность нагрева $F=147.2 \text{ м}^2$);

2-ая секция - верхний нагрев питательной воды в однопоточном змеевике (трубы диаметром 114х12 мм, поверхность нагрева $F=117.9 \text{ м}^2$);

3-ая секция - перегреватель пара высокого давления (трубы диаметром 140х14мм, поверхность нагрева $F=77.2 \text{ м}^2$), состоящий из двухпоточных змеевиков;

4-ая секция - нижний нагрев питательной воды в однопоточном змеевике (трубы диаметром 114х12 мм, поверхность нагрева $F=117.9 \text{ м}^2$);

5-ая секция - верхний нагрев паросырьевой смеси в четырехпоточных змеевиках (трубы диаметром 140х7 мм, поверхность нагрева $F=38.6 \text{ м}^2$);

6-ая секция - нижней нагрев паросырьевой смеси в четырехпоточных змеевиках (трубы диаметром 73х5.5 мм, поверхность нагрева $F=161 \text{ м}^2$).

Змеевики 2-ой и 4-ой секций составляют экономайзер (ЭКО) печи пиролиза бензина (ПБФ). Камера радиации предназначена для проведения процесса пиролиза в трубчатых змеевиках и оборудована 150 панельными горелками типа НТ-230 мощностью 282 KW (по 70 штук с внутренней и 80 штук с внешней сторон печи), позволяющими вести двусторонний нагрев радиантных змеевиков. В камере радиации находится 4 самостоятельные радиантные змеевика с вертикально расположенными в одной плоскости трубами центробежного литья. Смесь сырья с паром входит в каждую радиантную секцию четырьмя потоками

(трубы диаметром 89х7.5 мм), которые объединяются затем в два потока (трубы диаметром 114х7.5 мм), а те, в свою очередь, объединяются в один поток (труба диаметром 159х10.8 мм). Общая поверхность теплообмена камеры радиации составляет $F=176 \text{ м}^2$.

Потоки двух радиантных секций на выходе из печи объединяются (труба диаметром 159х10.8мм) и входят в один закалочно-испарительный аппарат. Описание технологической схемы приводится для одной печи пиролиза бензина (ПБФ) F-1. Технологическая схема остальных печей аналогична.

Бензин из цеха 405, предварительно подогретый до температуры (30 – 100)°С поз. TRC-2-2 в теплообменнике Т-2/1-2 тит.402, и пропан-бутановая фракция, предварительно подогретая в теплообменнике Т-2/3 тит.402 до температуры (10 – 40)°С поз. TR-2-10, направляются в распределительные коллектора бензина и пропан-бутановой фракции, соответственно, блока печей пиролиза с давлением (0.9 – 1.2)МПа [(9 – 12) кгс/см²] поз. 1PRA 25.

Предусмотрены:

- а. сигнализация понижения давления сырья до 0.6 МПа (6.0 кгс/см²) поз. 1PRA 25;
- б. блокировка, при снижении давления бензина или пропан-бутановой фракции до 0.35 МПа (3.5 кгс/см²) поз. 1PZA 47 на печь, с задержкой 1 с при этом:.
- с. закрытие запорной эл. задвижки поз. 1М3 топливного газа;
- д. закрытие запорной эл. задвижки поз. 1М6 бензина;
- е. сигнализация понижения давления бензина;
- ф. сигнализация отключения печи;
- г. запоминание первопричины аварии.

Бензин (ПБФ) в печь пиролиза бензина (ПБФ) F-1 поступает четырьмя потоками "А", "В", "С" и "D" в I-ю секцию камеры конвекции. Расход сырья на печь может изменяться от 14 т/ч до 20 т/ч, т.е. расход на каждый поток (3500-5000)кг/ч и регулируется клапанами регуляторов расхода поз. 1FRC 03 А, В, С, D. По потокам "А", "В", "D" осуществляется регулировка расхода сырья в зависимости от температуры пирогаза перед закалочно-испарительными

аппаратами (ЗИА) (780 – 850) °С поз.1TRCA 61A, B, D. Поток "С" считается "пилотным" и регулирование температуры по нему осуществляется клапаном регулятора давления топливного газа поз.1PRCA 33 на входе в печь.

Давление сырья после клапана на каждом потоке (0.3 – 0.7) МПа [(3 – 7) кгс/см²] контролируется поз.1PR 501 A, B, C, D. По месту давление сырья после клапана на каждом потоке контролируется манометром поз.1PI 601 A, B, C, D.

Предусмотрена подача пара разбавления из линии пара разбавления печи в линию сырья после электрозадвижки поз.1M6 через перемычку для защиты 1 секции камеры конвекции от перегрева при режиме работы "пар на паре" и выжиге кокса.

После 1-ой секции камеры конвекции, сырье смешивается с водяным паром П8 (пар разбавления), давление которого (0.60 – 1.32) МПа [(6.0 – 13.2) кгс/см²] поз.1PRA 21, подаваемым с узла выработки пара П8 для снижения парциального давления бензина (ПБФ). Пар разбавления подается через распределительный коллектор в каждый поток печи. Расход П8 на поток регулируется клапанами регуляторов расхода (2100 – 3500) кг/ч поз.11FRC 01 A, B, C, D.

Предусмотрены:

- а. контроль температуры и давления пара разбавления (П8) на входе установки печей пиролиза поз.TR 59 (160 – 250) °С и поз.PR 52 (0.6 – 1.32) МПа [(6 – 13.2) кгс/см²];
- б. сигнализация при понижении давления П8 на печь до 0.55 МПа (5.5кгс/см²) поз.1PRA 21;
- с. блокировка, при снижении давления П8 на печь до 0.35 МПа (3.5кгс/см²) поз.1PZA 45, с задержкой 10с при этом:
- д. закрытие запорной эл. задвижки поз.1M3 на топливном газе;
- е. закрытие запорной эл. задвижки поз.1M6 на бензине;
- ф. сигнализация понижения давления пара разбавления;
- г. сигнализация отключения печи;
- h. запоминание первопричины аварии.

Далее, паросырьевая смесь с температурой (140 – 300) °С поз.1TI 75 А, В, С, D, поступает в 5 и 6 секции камеры конвекции, где нагревается до температуры (400 – 650) °С поз.1TI 63 А, В, С, D, а затем направляется в камеру радиации печи.

В камере радиации происходит процесс пиролиза в трубчатых змеевиках. Образовавшийся пирогаз с температурой (780 – 850) °С поз.1TIRCA 61 А, В, С, D и давлением на выходе из печи перед ЗИА не более 0.17 МПа (1.7)кгс/см² поз.1PRA 35 А, В поступает из змеевиков радиантной камеры печи пиролиза бензина (ПБФ) F-1 в трубное пространство ЗИА E-1 А, В, работающих параллельно, где охлаждается до температуры (320 – 450) °С поз.TRA 69 А, В за счет испарения питательной воды в межтрубном пространстве ЗИА. Для предотвращения вторичных реакций, которые несут за собой потерю выхода целевого продукта, необходимо быстро охлаждать пирогаз. Предусмотрены:

- а. сигнализация повышения давления пирогаза перед ЗИА до 0.17 МПа (1.7 кгс/см²) поз.1PRA 35 А, В;
- б. сигнализация повышения температуры пирогаза на выходе из змеевиков до 860 °С поз.1TIRCA 61 А, В, С, D;
- с. сигнализация повышения температуры пирогаза после ЗИА до 450 °С поз.TRA 69 А, В.

После ЗИА E-1 А, В пирогаз одним потоком через арматуры с ручным приводом поступает в коллектор пирогаза, затем на охлаждение в смеситель N-01 и далее в колонну K-1).

Предусмотрена врезка для подачи серосодержащих соединений в бензин на ряде Б тит.412.

Предусмотрены пробоотборные точки для отбора проб пирогаза и газов выжига после каждой печи пиролиза - W-12C, W-14C, W-16C, W-18C, W-21C, W-22C.

Охлаждение пирогаза в N-01 осуществляется за счет испарения циркулирующего котельного топлива (ЦКТ), подаваемого через регулирующий клапан расхода поз.FRC 07 на 12 форсунок смесителя N-01 с давлением (0.4-1.2)

МПа [(4 – 12) кгс/см²] поз.PR 53 и температурой (135 – 155) °С поз.TR60. Предусмотрен контроль температуры пирогаза после смесителя N-01 поз.TRA74 (160 – 190) °С.

В процессе охлаждения пирогаза в ЗИА, происходит выработка насыщенного водяного пара давлением (10.4 – 12.85) МПа [(106 – 131) кгс/см²] поз.1PR43. Система выработки включает в себя отдельный барабан пара высокого давления V-1, два закалочно-испарительных аппарата (ЗИА) Е-1А, В, экономайзер (ЭКО) и пароперегреватель печи пиролиза F-1.

Питательная вода из экономайзера (ЭКО-А, В) пароперегревателя F-10А, и поступает в коллектор питательной воды печей пиролиза, затем направляется в ЭКО печи F-1, расположенный в конвекционной камере печи (2-ая и 4-ая секции), где подогревается и далее направляется в отдельный барабан V-1.

Уровень воды в отдельном барабане пара высокого давления V-1 (30 – 70) % поддерживается клапаном регулятора уровня поз.1LRCZA81, установленном на трубопроводе подачи питательной воды в ЭКО печи и клапаном слива избытка воды из V-1 в емкость V-01 поз.1LRCZA83.

Уровень воды в барабане V-1 (30 – 70) % контролируется поз. 1LRCZA81 и поз.1LRCZA83, по месту - указателем уровня прямого действия типа стекло "Клингера" (Рис.6.5.1).

Предусмотрены для аппарата V-1:

- a. сигнализация понижения уровня до 30 % поз.1LRCZA 81,
- b. сигнализация повышения уровня до 70 % поз.1LRCZA 81;
- c. сигнализация повышения уровня до 90 % поз.1LRCZA 83;
- d. блокировка, при понижении уровня до 10 % поз.1LRCZA 81, с задержкой 10с при этом:
 - e. закрытие запорной эл. задвижки поз.1М3 на топливном газе;
 - f. закрытие запорной эл. задвижки поз.1М6 на бензине;
 - g. сигнализация понижения уровня;
 - h. сигнализация отключения печи;
 - i. запоминание первопричины аварии.

j. блокировка, при понижении уровня до 10 % поз.1LRCZA83, с задержкой 10с при этом:

- k. закрытие запорной эл. задвижки поз.1M3 на топливном газе;
- l. закрытие запорной эл. задвижки поз.1M6 на бензине;
- m. сигнализация понижения уровня;
- n. сигнализация отключения печи;
- o. запоминание первопричины аварии.

Из V-1 вода самотеком поступает в ЗИА Е-1 А, В, где частично испаряется за счет тепла охлаждаемого пирогаза. Образовавшаяся пароводяная смесь возвращается в барабан на сепарацию.

Давление насыщенного пара в отделительном барабане V-1 (10.4-12.85) МПа [(106-131) кгс/см²] контролируется прибором поз.1PR 23. По месту давление в барабане контролируется манометром поз.1PI 611. При консервации системы выработки пара высокого давления, для контроля избыточного давления азота в системе (0.2-0.5) кгс/см² необходимо установить на поз.1PI 611 манометр с диапазоном (0-0.6) МПа [(0-6) кгс/см²].

Образовавшийся насыщенный пар высокого давления П128 из V-1 подается в перегреватель пара высокого давления печи F-1, расположенный в камере конвекции печи (3-я секции). Там он перегревается до температуры (325 – 345) °С поз.11TRA 73 и, с давлением (10.4 – 12.85) МПа [(106 – 131) кгс/см²] поз.11PR 43, через электрозадвижку поз.1M1 поступает в коллектор насыщенного пара высокого давления П128 и далее направляется в пароперегреватель F-10А, В, либо через электрозадвижки поз. M221, M222 на РУ 140/12.

Предусмотрены предохранительные клапаны на РУ 140/12 со стороны П12.

Предусмотрены:

- a. сигнализация повышения температуры П128 до 400 °С и понижения температуры П128 до 325 °С поз.1TRA 73.

б. контроль на входе и выходе РУ 140/12 температуры и давления П128 и П12 поз. TR-12-273, TR-12-272 и поз. PRCA-12-278, PRCA-12-277, соответственно.

Для обеспечения требуемого водохимического режима котловой воды и качества вырабатываемого пара, барабан оснащен линией непрерывной продувки через дроссельную шайбу в емкость E-107 и линией периодической продувки в дренажную емкость V-01. Для удаления шлама с нижней трубной доски ЗИА E-1 А, В предусмотрены линии периодической продувки в емкость V-01.

На закально-испарительных аппаратах выполненных с использованием системы двойных труб, трубные доски отсутствуют. Для удаления шлама предусмотрена периодическая продувка коллекторов ЗИА. Продувка проводится только при пуске и остановке котла-утилизатора, т.е. при слабом нагреве и при давлении в котле-утилизаторе равном (3 – 6) кгс/см².

Вода, сброшенная в емкость V-01 по линиям периодической продувки, откачивается насосами P-01А, В в систему оборотной воды. Пар из емкости V-01 направляется в конденсатор-холодильник Т-130, где происходит его охлаждение за счет нагрева оборотной воды. Конденсат пара возвращается в емкость V-01.

Уровень воды в емкости V-01 контролируется прибором поз. LIA-87 (20 – 80) %.

Предусмотрены:

- а. сигнализация понижения уровня в емкости V-01 до 20 % поз. LIA-87;
- б. сигнализация повышения уровня в емкости V-01 до 80 % поз. LIA-87;
- с. отключение насосов P-01А, В при понижении уровня до 20 % поз. LIA-87;
- д. включение насоса P-01А при повышении уровня до 70 % поз. LIA-87;
- е. включение насоса P-01В при повышении уровня до 75 % поз. LIA-87.

Предусмотрены пробоотборные точки для отбора проб от коллектора насыщенного пара П128 - W-09, W-10, и котловой воды от линий непрерывной продувки - (11÷19) QR-95, (21÷22) QR-96.

С коллекторов насыщенного пара высокого давления и перегретого пара высокого давления предусмотрены линии конденсатоотвода в расширитель Е-107 тит.403.

При пуске и остановке печи пиролиза F-1 предусмотрена линия сброса пара П128 после печи на шумоглушитель через отсекающую электрозадвижку поз.1М4 и регулирующую электрозадвижку поз.1М5, что позволяет регулировать давление пара в барабане V-1.

Для прогрева трубопровода пара П128 предусмотрена линия сброса конденсата из V-1 в емкость V-01. Для прогрева коллектора пара П128 и отвода конденсата пара предусмотрены дренажи и конденсатоотводчики.

5 Финансовый менеджмент, ресурсоэффективности и ресурсосбережение

5.1 Предпроектный анализ

5.1.1 Потенциальные потребители результатов исследования

Продукт: установки пиролиза пропан-бутановой фракции.

Целевой рынок: предприятия нефтеперерабатывающей отрасли промышленности

5.1.2. SWOT-АНАЛИЗ

Один, более распространённый и действенный метод является SWOT – анализ, по планированию экономики предприятия.

SWOT-анализ – это комплекс регулярно собираемых данных о деятельности предприятия, на основании которых строится бизнес-стратегия предприятия. SWOT-анализ позволяет регулярно выявлять, оценивать и контролировать возможности, адаптировать деятельность предприятия таким образом, чтобы сводить к минимуму появление потенциальных угроз, либо последствия таковых.

Привлекательность и популярность данного метода связана, с одной стороны, с его простотой, универсальностью и доступностью, с другой - с возможностью комплексного взгляда на компанию и ее деловую среду.

SWOT - это аббревиатура начальных букв английских слов:

Strengths - силы;

Weaknesses - слабости;

Opportunities - возможности;

Threats - угрозы.

Таким образом, SWOT-анализ - это определение сильных и слабых сторон предприятия, а также возможностей и угроз, исходящих из его ближайшего окружения (внешней среды).

Таблица 5.1 - SWOT-анализ

<p style="text-align: center;">Внешняя среда</p> <p>Внутренняя среда</p>	<p>Возможности</p> <ol style="list-style-type: none"> 1.Растущий рынок 2. Отсутствие жесткой конкуренции на рынке 3.Наличие стабильного рынка сбыта 4. Хорошая репутация среди потребителей . 5. Поддержка со стороны государственных органов власти. 6. Снижение процентных ставок 	<p>Угрозы</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Рост цен на сырье и материалы 2. Изменение законодательства 3. Природные катастрофы 4. Высокая степень контроля бизнеса со стороны государства 5 Дефицит специалистов 6.Отсутствие нормативов по стандартизации новых технологий. 7.Развитие альтернативных технологий и аналогов оборудования.
<p>Сильные стороны</p> <ol style="list-style-type: none"> 1. Опыт 2. Команда высококвалифицированных специалистов 3. Четкая организационная структура 4. Высокотехнологичное оборудование 5.Известность предприятия 6.Приемлемый уровень цен 7.Динамичное развитие отрасли 8.Система профессионального обучения и повышения квалификации 	<ol style="list-style-type: none"> 1.Увеличение объемов производства 2.Установление конкурентоспособных цен и быстрая обработка заказов 3. Поддержание репутации предприятия 4. Освоение новых рынков 5. Улучшение корпоративной культуры 6.Стремление к увеличению объема совместных с иностранными партнерами проектов по производству 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Модернизация оборудования 2. Закупка сырья по наиболее выгодным ценам и на более длительный период 3. Поддержка местной власти по финансированию социальных проектов
<p>Слабые стороны</p> <ol style="list-style-type: none"> 1Высокие издержки производства 2Непостоянство денежного потока из-за большого периода оборота 3. Нечеткое распределение обязанностей сотрудников 4. Недостаток финансовых средств (оборотных и для осуществления стратегических инициатив) 	<ol style="list-style-type: none"> 1.Уменьшить постоянные издержки производства 2. Контроль за издержками на производстве, сокращение количества незавершенной продукции, поиск путей сокращения переменных затрат 3.Установление четкой системы обязанностей внутри компании 4. Перевооружение производственных мощностей 5. Продажа или сдача в аренду лишних территорий и площадей 	<ol style="list-style-type: none"> 1. Стратегия долгосрочного привлечения финансового капитала 2. создать из своих работников единую команду 3.Привлечение инвестиций. 4.Изучение и проработка всех возможных кризисных ситуаций

5.3 Анализ эффективности действующего производства

5.3.1 Расчёт производственной мощности и производственной программы

Производственную мощность химического предприятия (производства, цеха) за максимально возможный годовой выпуск готовой продукции рассчитаем по формуле [18]:

$$M = P_{\text{час}} * T_{\text{эф}} * K_{\text{об}},$$

где $P_{\text{час}}$ – часовая производительность оборудования в натуральных единицах;

$T_{\text{эф}}$ – эффективный фонд времени работы оборудования (час);

$K_{\text{об}}$ – количество однотипного оборудования, установленного в цехе.

Эффективный фонд времени оборудования [18]:

$$T_{\text{эф}} = T_{\text{н}} - T_{\text{ППР}} - T_{\text{ТО}},$$

где $T_{\text{н}}$ – номинальный фонд работы оборудования;

$T_{\text{ППР}}$ – время простоя в ремонтах за расчетный период (для расчета $T_{\text{ППР}}$ необходимо построить график ППР с указанием времени работы между ремонтами и временем простоя в ремонте);

$T_{\text{ТО}}$ – время технологических остановок.

$$T_{\text{ном}} = T_{\text{кал}} - T_{\text{вых}} - T_{\text{пр}} = (360 - 0 - 0) * 24 = 8640 \text{ ч.}$$

где $T_{\text{вых}}$ – количество выходных дней в году;

$T_{\text{пр}}$ – количество праздничных дней в году.

Таблица 5.2 – Баланс рабочего времени оборудования [18]:

Показатели	Количество дней (часов)
Календарный фонд времени	360 (8640)
Режимные потери рабочего времени - выходные - праздники	0 0
Номинальный фонд рабочего времени	360 (8640)
Простой оборудования в ремонтах	31 (744)
Эффективное время работы оборудования за год	330 (7896)

$$T_{\text{эф}} = 8640 - 744 - 0 = 7896 \text{ ч.}$$

Производственная мощность непрерывного производства = 300 000 т/год.

Находим техническую норму производительности:

$$P_{\text{час.}} = M / (K_{\text{об}} * T_{\text{эф.}}) = 300\,000 \text{ т/год} / (1 * 7896 \text{ час}) = 37\,993 \text{ кг/ч}$$

Из формулы (34) находим техническую норму производительности при увеличении мощности производства на 8 %:

$$P_{\text{час.}} = M / (K_{\text{об}} * T_{\text{эф.}}) = 324\,000 \text{ т/год} / (1 * 7896 \text{ час}) = 41\,034 \text{ кг/ч}$$

Для анализа использования оборудования рассчитываем экстенсивный и интенсивный коэффициенты [18]:

Коэффициент экстенсивного использования оборудования равен:

$$K_{\text{экс}} = T_{\text{эф}} / T_{\text{н}} = 0,91;$$

Коэффициент интенсивного использования оборудования равен:

$$K_{\text{инт}} = Q_{\text{пп}} / Q_{\text{max}} = 1,1 / 1,2 = 0,90;$$

где $Q_{\text{пп}}$ – производительность единицы оборудования в единицу времени;

Q_{max} – максимальная производительность в единицу времени.

Интегральный коэффициент использования мощности [18]:

$$K_{\text{им}} = K_{\text{экс}} * K_{\text{инт}} = 0,91 * 0,90 = 0,82;$$

Для определения фактического выпуска продукции рассчитывается производственная программа ($N_{\text{год}}$) [18]:

$$N_{\text{год}} = K_{\text{им}} * M = 0,82 * 324000 = 265680 \text{ т/год};$$

где $K_{\text{им}}$ – коэффициент использования мощности.

На данном этапе работы, объем производства составляет 300 тыс. т/год. Предполагается увеличение мощности производства для внедрения новой технологии до 324 тыс. т/год.

5.3.2 Расчет численности персонала

Расчет численности производственного персонала производим по следующим основным категориям:

Определяем сменный состав рабочих, явочную, штатную и списочную численность рабочих и сменный состав.

Данное производство по пиролизу углеводородного сырья работает непрерывно, соответственно рабочие бригады смены. Согласно заводским данным графиком работы персонала является четырёх-сменная бригада. График сменности представляет собой поочередный выход рабочих на работу.

Рассмотрим график сменности четырёх–бригадного режима работы за январь 2015 года, который приведен в таблице 5.5.

Штатное расписание установки пиролиза углеводородного сырья приведено в таблице 5.6.

Составим баланс рабочего времени одного среднесписочного рабочего.

Эффективное количество часов работы одного среднесписочного рабочего определяется[18]:

$$T_{\text{эфф.раб}} = T_{\text{кал}} - T_{\text{вых}} - T_{\text{пл.пот}} = 365 - 121 - 44 = 200 \text{ дней};$$

где $T_{\text{кал}}$ – календарный фонд времени работы одного среднесписочного рабочего, человек;

$T_{\text{вых}}$ – число нерабочих часов в выходные дни, ч.;

$T_{\text{пл.пот}}$ – время плановых потерь, ч.

На данном производстве организованы 4 смены. Каждая смена работает по 12 часов, включая выходные дни.

Длительность сменоборота:

$$T_{\text{см.об}} = a * b = 4 * 2 = 8 \text{ дней},$$

где $T_{\text{см.об}}$ – длительность сменоборота, дней;

a – количество бригад, шт;

b – число дней, в течении которых бригада работает в одну смену, дн.;

Количество выходных дней:

$$T_{\text{вых}} = T_{\text{кал}} / T_{\text{см.об}} * n = 365 / 8 * 2 = 91 \text{ день},$$

где $T_{\text{вых}}$ – количество выходных дней, дн;

$T_{\text{кал}}$ – календарный фонд времени работы одного среднесписочного рабочего, дн;

$T_{\text{см.об}}$ – длительность сменоборота, дн;

n – количество дней за сменоборот, дн.

Тем самым получаем, что одна смена работает два дня в день – один день отдыха – два дня в ночь – два дня отдыха и так далее.

Найдем продолжительность рабочих смен в сменобороте по формуле:

$$T_{\text{раб.см}} = T_{\text{см}} - n = 8 - 2 = 6 \text{ дней},$$

где $T_{\text{см}}$ – длительность сменоборота, дн;

n – количество выходных дней.

Найдем номинальный фонд рабочего времени [18]:

$$T_{\text{раб}} = T_{\text{кал}} * T_{\text{раб.см}} / T_{\text{см}} = 365 * 6 / 8 = 273 \text{ дней},$$

Найдем количество работающего персонала посменно:

$$N_{\text{яв}} = Ш_{\text{шт}} * S = 15 * 4 = 60 \text{ человек},$$

где $N_{\text{яв}}$ – явочная численность производственного персонала, работающего посменно, человек;

$Ш_{\text{шт}}$ – штатное количество человек, работающих в смену, человек;

S – число смен, $S = 4$.

Списочная численность:

$$N_{\text{сп}} = N_{\text{яв}} * K_{\text{пер}} = 60 * 2,15 = 129 \text{ ч},$$

где $K_{\text{пер}}$ – коэффициент перехода от явочной численности к списочной.

$$K_{\text{пер}} = T_{\text{эфф.об}} / T_{\text{эфф.раб}} = 5304 / 2328 = 2,15,$$

$$T_{\text{эфф.об}} = T_{\text{вых}} + T_{\text{эфф.раб}} = 2688 + 2328 = 5016 \text{ ч},$$

где $T_{\text{эфф.об}}$ – эффективный фонд рабочего времени одного среднесписочного рабочего, ч.;

Таблица 5.3 – Баланс эффективного времени одного среднесписочного работника

Показатель	дней	часов
1. Календарный фонд рабочего времени	365	4380
2. Нерабочие дни <ul style="list-style-type: none"> • выходные • праздничные 	129 12	1548 144
3. Номинальный фонд рабочего времени	224	2688
4. Планируемые невыходы: <ul style="list-style-type: none"> • очередные и дополнительные отпуска • невыходы по болезни • декретные отпуска • отпуск в связи с учебной без отрыва от производства • выполнение государственных обязанностей 	28 - - 1 1	336 - - 12 12
5. Эффективный фонд рабочего времени	194	2328

Таблица 5.4 – Расчет численности персонала

Категория персонала	Норма обслуживания, $N_{\text{обс}}$	Число смен в сутки, S	Число единиц оборудования, n	Явочная численность, $Ч_{\text{яв}}$	Эффек. время рабоч., $T_{\text{эфф}}$, ч	Коэф-т перехода, $K_{\text{пер}}$	Спис-ая численность, $Ч_{\text{сп}}$
Основные рабочие	0,22	2	2	18	1656	2,39	83
Вспомогательные рабочие	0,33	2	2	12	1656	2,39	58
ИТР	0,44	1	2	5	1937	-	5
МОП	0,65	2	2	6	1937	-	8
Всего				50			154

Таблица 5.5 – График сменности работников

Номер	Часы	Дни месяца																														
		1	2	3	4	5	6	7	8	9	10	11	12	13	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31
А		2				1	1		2	2				1	1		2	2				1	1		2	2				1	1	
Б				1	1		2	2				1	1		2	2				1	1		2	2				1	1		2	2
В		1	1		2	2				1	1		2	2				1	1		2	2				1	1		2	2		
Г			2	2				1	1		2	2				1	1		2	2				1	1		2	2				1

1 – смена с 08:00 до 20:00 часов

2 – смена с 20:00 до 08:00 часов.

5.3.3 Расчет фонда заработной платы производственного персонала

Расчет годового фонда зарплаты ИТР, служащих и МОП производится на основании их окладов согласно штатному расписанию.

Общий фонд заработной платы рабочих за год [18]:

$$З_{\text{год}} = З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}},$$

где $З_{\text{осн}}$ – основной фонд заработной платы рабочих, тыс. руб;

$З_{\text{доп}}$ – дополнительный фонд заработной платы рабочих, тыс. руб.

Основной фонд заработной платы для рабочих повременников:

$$З_{\text{осн}} = З_{\text{тар}} + Д_{\text{ночь}} + Д_{\text{празд}} + Д_{\text{прем}} + Д_{\text{бриг}},$$

где $З_{\text{тар}}$ – тарифный фонд заработной платы, тыс. руб;

$Д_{\text{ночь}}$ – доплата за работу в ночное время, тыс. руб.;

$Д_{\text{празд}}$ – доплата за работу в праздничные дни, тыс. руб.;

$Д_{\text{прем}}$ – оплата премий, тыс. руб.;

$Д_{\text{бриг}}$ – доплата не освобожденным бригадирам, тыс. руб.

Рассчитаем тарифный фонд заработной платы на примере аппаратчика 6-го разряда:

$$З_{\text{тар}} = \sum Ч_{\text{сп}} * Т_{\text{ст}} * Т_{\text{эф.раб}} = 16 * 55,11 * 154 = 135,79 \text{ тыс. руб.}$$

где $Ч_{\text{сп}}$ – списочная численность рабочих данного разряда, человек;

$T_{\text{ст}}$ — дневная тарифная ставка данного разряда, тыс. руб;

$T_{\text{эф.раб}}$ — 154 человек среднемесячная выработка.

Доплата за работу в ночное время:

$$D_{\text{ноч}} = 0,4 * T_{\text{ст}} * T_{\text{ночь}} * Ч_{\text{сп}} = 0,4 * 55,11 * 64 * 16 = 22,57 \text{ тыс. руб.}$$

где $T_{\text{ночь}}$ — время ночных смен (64 часа).

Доплата в праздничные дни:

$$D_{\text{празд}} = T_{\text{празд}} * T_{\text{ст}} * 2 * Ч_{\text{сп}} = 72 * 55,11 * 2 * 16 = 126,97 \text{ тыс. руб.}$$

где $T_{\text{празд}}$ — количество отработанных часов в праздники, ч;

(1,2,3,4,5,6,7 января праздничные дни (72 часа))

Премияльная зарплата:

$$D_{\text{прем}} = З_{\text{тар}} * P_{\text{рем}} / 100\% = 135,79 * 40 / 100 = 54,316 \text{ тыс. руб.}$$

где $З_{\text{тар}}$ — тарифная зарплата, тыс.руб.;

$P_{\text{рем}}$ — премияная за работу в праздничные дни, %. (За январь 2015 год, премияльная надбавка составляет 40%).

Районный коэффициент:

$$\begin{aligned} D_{\text{р.к.}} &= 1,3 * (З_{\text{тар}} + D_{\text{ночь}} + D_{\text{празд}} + D_{\text{прем}}) = \\ &= 1,3 * (135,79 + 22,573 + 126,973 + 54,316) = 441,550 \text{ тыс. руб.} \end{aligned}$$

Из всех проведенных расчетов, основная заработная плата 16 аппаратчиков установки пиролиза пропан-бутановой фракции, за январь месяц 2015 года, составит [18]:

$$З_{\text{осн}} = З_{\text{тар}} + Д_{\text{ночь}} + Д_{\text{празд}} + Д_{\text{прем}} == 135,79 + 22,57 + 126,97 + 54,316 == 339,65 \text{ тыс. руб.}$$

$$З_{\text{доп}} = З_{\text{осн}} * К / Т_{\text{кал}} = 339,65 * 37 / 365 = 34,43 \text{ тыс. руб.}$$

где К — число законных невыходов, дней;

$T_{\text{кал}}$ — календарный фонд работы одного среднесписочного рабочего, дней.

Подведем итог. Заработная плата аппаратчиков пиролиза пропан бутановой фракции за январь 2015 года составит:

$$ЗП = З_{\text{осн}} + З_{\text{доп}} = 339,65 + 34,43 = 374,08 \text{ тыс. руб.}$$

где $З_{\text{осн}}$ — основная зарплата, тыс. руб.;

$З_{\text{доп}}$ — дополнительная зарплата, тыс. руб.

По такому же принципу расчета произведен весь месячный фонд заработной платы, работающего персонала на заводе. Расчет заработной платы основных и вспомогательных рабочих приведен в таблице 5.6

Таблица 5.6 – Расчет заработной платы персонала

Наименование должности, профессии	Категория	Кол. штат. ед.	Оклад/ часовой тариф	Районный коэф-фициент	МФЗП
1	2	3	4	5	6

ЗП ИТР и МОП					
ИТР:					
1. Директор	ИТР	1	55	147777,30	131843,05
2. Главный инженер	ИТР	1	45	120908,70	107871,59
3. Начальник безопасности	ИТР	1	45	120908,70	107871,59
4. Инженер КИПиА	ИТР	1	45	120908,70	107871,59
5. Бухгалтер	ИТР	1	45	120908,70	107871,59
МОП:					
6. Уборщик	МОП	4	20	214258,80	191156,11
7. Дворник	МОП	4	20	214258,80	191156,11
Итого:		13		1046288,00	933471,22
ЗП производственных рабочих					
8. Аппаратчик 6 разряда	раб	16	55,11	1179476,11	3538428,00
9. Аппаратчик 5 разряда	раб	24	50,77	1538295,70	4614887,00

10. Оператор	раб	29	45,00	1562519,97	4687560,00
11. Лаборант химического анализа	раб	14	40,00	675750,24	2027251,00
Итого:		83		4956042,04	14868126,00

ЗП вспомогательных рабочих					
12. Электрик	раб	10	30,00	384674,40	1154023,00
13. Слесарь	раб	43	30,00	1629009,36	4887028,00
14. Механик	раб	5	30,00	196138,80	588416,40
Итого:		58		2209822,56	6629468,00

5.3.4 Расчет затрат на производство продукции

Расчет затрат на сырье и материалы производим исходя из принятого объема производства, удельных норм расхода сырья, материалов и планово-заготовительных цен [18]:

Таблица 5.7 – Расчет годовой потребности в сырье и материалах (1 т. продукции N=300000 т/год)

Наименование	Ед.изм.	Цена	Расход, кг	Затраты, руб.
--------------	---------	------	------------	---------------

сырья			На единицу готовой продукции	На весь объем производс тва	На единицу готовой продукции	На весь объем производства
ПБФ	300000	5360	0,51	153100	2717,52	815256000
Пар	300000	168	0,43	129000	72,24	21672000
Вода оборотная	300000	80	42,00	12600000	3360,00	1008000000
Вода деминерал-ная	300000	3109	0,37	111000	1150,33	345099000
Катализатор	300000	9600	0,02	3900	124,80	37440000
Азот	300000	686	0,44	132000	301,84	90552000
Сжатый воздух	300000	32	0,06	18000	1,92	576000
Электроэнергия	300000	710	37,00	11100000	26270,00	7881000000
Итого					33998,65	10199595000

Таблица 5.8 – Расчет годовой потребности в сырье и материалах (1 т. продукции N=324000 т/год)

Наименование сырья	Ед. изм.	Цена	Расход, кг		Затраты, руб.	
			На единицу готовой продукции	На весь объем производства	На единицу готовой продукции	На весь объем производства
ПБФ	324000	5360	0,51	165240	2717,52	880476480
Пар	324000	168	0,43	139320	72,24	23405760
Вода оборотная	324000	80	42,00	13608000	3360,00	1088640000
Вода деминерал-ная	324000	3109	0,37	119880	1150,33	372706920
Катализатор	324000	9600	0,02	6480	124,80	40435200
Азот	324000	686	0,44	142560	301,84	97796160
Сжатый воздух	324000	32	0,06	19440	1,92	622080
Электроэнергия	324000	710	37,00	11988000	26270,00	8511480000
Итого					33998,65	11015562600

5.3.5 Расчет амортизационных отчислений

В качестве сырья пропан-бутановая фракция, поступающая по трубопроводу.

Рассмотрим принцип расчёта амортизационных отчислений на январь месяц 2015 года на примере печи пиролиза пропан-бутановой фракции П-11:

$$A_r = H_a * \Phi_{\text{восст}}/100 = 10 * 10000/100 = 1000 \text{ тыс. руб.,}$$

где A_r – амортизационные отчисления

H_a – норма амортизационных отчислений, %. Для печи $H_a = 10 \%$;

$\Phi_{\text{восст}}$ — полная восстановительная стоимость печи, тыс. руб.

$$\Phi_{\text{восст}} = 10\,000 \text{ тыс. руб.}$$

Аналогично рассчитывается сумма месячных амортизационных отчислений для любых видов основных средств с учётом их норм амортизации и полной восстановительной стоимости.

Таблица 5.9 – Стоимость оборудования

Оборудование	Параметры	Количество	Цена, руб.	Стоимость, руб.
1 Трубчатая печь	150 м ³	8	10000000	80000000
2 ЗИА	46 м ³	8	500000	4000000
3 Паросборник	49 м ³	1	500000	500000
4 Отделительный барабан пара высокого давления	629 л	4	155000	620000
5 Теплообменники	24,5 м ³	2	200000	400000
6 Защитный котел радиантной зоны	34 м ³	2	160000	320000
7 Пароперегреватель	32 м ³	2	50000	100000
8 Подогреватель парогазовой смеси	200 м ³	2	65000	130000
9 Вентилятор воздуха для горелок	518 кВт	2	30000	60000
10 Вентилятор топочных газов	993 кВт	2	50000	100000
Итого:		33		86130000

Таблица 5.10 – Расходы на амортизационные отчисления основных фондов

Наименование основных средств	Стоимость, тыс. руб.	Норма амортизации, %	Годовые амортизационные отчисления, тыс. руб.
1. Здания и сооружения:			
1.1 ЦПУ			0
1.2 Лаборатория	11668	2,0	23338
1.3 Административно - бытовой корпус (АБК)			0
2. Оборудование:			
2.1. Трубчатая печь	80000	7,7	616000
2.2. ЗИА	4000	7,7	30800
2.3. Паросборник	500	7,7	3850
2.4. Отделительный барабан пара высокого давления	620	7,7	4774
2.5. Теплообменники	400	12,5	5000
2.6. Защитный котел радиантной зоны	320	7,7	2464
2.7. Пароперегреватель	100	14,3	1430

Наименование основных средств	Стоимость, тыс. руб.	Норма амортизации, %	Годовые амортизационные отчисления, тыс. руб.
2.8. Подогреватель парогазовой смеси	130	14,3	1859
2.9. Вентилятор воздуха для горелок	60	14,3	858
2.10. Вентилятор топочных газов	100	14,3	1430
2.11. Инструмент	30	33,3	999
3. Передаточные устройства	4444	16,7	74214
3.1. Инвентарь:			0
3.2. Хозяйственный	192	20,0	3840
3.3. Производственный	120	14,3	1716
3.4. Прочие	50	100,0	5000
Итого:	102735		777572

5.3.6 Расчет себестоимости

Расчет годовой потребности в сырье и материалах

Определение затрат на сырье и материалы производим исходя из принятого объема производства, удельных норм расхода сырья и материалов и планово-заготовительных цен.

Таблица 5.11 – Калькуляция себестоимости на производство и реализацию продукции при заданном объеме производства (1 т. продукции N=300000 т/год).

Статьи затрат	Ед.изм.	Затраты на единицу готовой продукции	Затраты на весь объем
1	2	3	4
1.Сырье			
1.1. Вода деминерализованная	тыс.руб	1,150	345000,00
1.2. ПБФ	тыс.руб	2,717	815100,00
1.3. Катализатор	тыс.руб	0,124	37200,00
2. Электроэнергия на технологические нужды	тыс.руб	26,270	7881000,00
3. Топливо на технологические нужды			
3.1. Пар	тыс.руб	0,072	21600,00
3.2. Вода обратная	тыс.руб	3,360	1008000,00
3.3. Азот	тыс.руб	0,301	90300,00

3.4. Сжатый воздух	тыс.руб	0,0019	570,00
Итого условно-переменных издержек	тыс.руб	33,99	10197000
4. Заработная плата производственного персонала	тыс.руб	0,049	14868,00
4.1. Отчисления на социальные нужды производственного персонала (30%)	тыс.руб	0,014	4200
5. Общепроизводственные накладные расходы			
5.1. Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования:	.		
-Амортизация оборудования;	тыс.руб	0,025	7500,00
-Ремонт оборудования;	тыс.руб	0,00098	294,000
-Заработная плата ремонтного персонала;	тыс.руб	0,022	6600,00

-Отчисление на социальные нужды ремонтного персонала (30%).	тыс.руб	0,0066	1980,00
5.2. Заработная плата ИТР, МОП	тыс.руб	0,003	900,00
-Отчисление на социальные нужды ИТР МОП (30%)	тыс.руб	0,00093	279,00
5.3. Заработная плата вспомогательного персонала	тыс.руб	0,022	6600,00
-Отчисление на социальные нужды вспомогательного персонала (30%)	тыс.руб	0,0066	1980,00
Прочие производственные расходы	тыс.руб	0,118	35400,00
Итого условно-постоянных издержек	тыс.руб	2,32	696500,00
Цеховая (производственная) себестоимость	тыс.руб	34,26	10278300
6. Управленческие расходы (5% от цеховой себестоимости)	тыс.руб	1,71	513915,00

Заводская себестоимость	тыс.руб	35,97	10792215
7. Коммерческие расходы	тыс.руб	0,36	107922
Полная себестоимость	тыс.руб	34,62	10386222
Условно-переменные издержки	тыс.руб	33,99	10197000
Условно-постоянные издержкитыс.руб	тыс.руб	2,32	696500,00

Таблица 5.12 –Калькуляция себестоимости на производство и реализацию продукции при заданном объеме производства (1 т. продукции N=324000 т/год)

Статьи затрат	Ед. изм.	Затраты на единицу готовой продукции	Затраты на весь объем
1	2	3	4
1.Сырье			
1.1. Вода деминерализованная	тыс.руб	1,15	372600,00
1.2. ПБФ	тыс.руб	2,71	878040,00
1.3. Катализатор	тыс.руб	0,12	38880,00
2. Электроэнергия на технологические нужды	тыс.руб.	26,27	8511480,00
3. Топливо на технологические нужды			
3.1. Пар	тыс.руб	0,072	23328,00
3.2. Вода оборотная	тыс.руб.	3,36	1088640,00

3.3. Азот	тыс.руб	0,301	97524,00
3.4. Сжатый воздух	тыс.руб	0,0019	615,60
Итого условно-переменных издержек	тыс.руб	33,99	11012760,00
4. Заработная плата производственного персонала	тыс.руб	0,04	14868,00
4.1. Отчисления на социальные нужды производственного персонала (30%)	тыс.руб	0,013	4200,00
5. Общепроизводственные накладные расходы			
5.1. Расходы на содержание и эксплуатацию оборудования:	.		
-Амортизация оборудования;	тыс.руб	0,023	7500,00
-Ремонт оборудования;	тыс.руб	0,0009	294,00

-Заработная плата ремонтного персонала;	тыс.руб	0,020	6600,00
-Отчисление на социальные нужды ремонтного персонала (30%).	тыс.руб	0,006	1980,00
5.2. Заработная плата ИТР, МОП	тыс.руб	0,0027	900,00
-Отчисление на социальные нужды ИТР МОП (30%)	тыс.руб	0,0009	279,00
5.3. Заработная плата вспомогательного персонала	тыс.руб	0,020	6600,00
-Отчисление на социальные нужды вспомогательного персонала (30%)	тыс.руб	0,006	1980,00
Прочие производственные расходы	тыс.руб	0,109	35400,00
Итого условно-постоянных издержек	тыс. руб.	1,99	696500,00
Цеховая (производственная) себестоимость	тыс.руб	34,24	11094060,00
6. Управленческие расходы (5% от цеховой себестоимости)	тыс.руб	1,71	554703,00

Заводская себестоимость	тыс.руб	35,95	11648763
7.Коммерческие расходы	тыс.руб	0,35	116487
Полная себестоимость	тыс.руб	34,59	11210547,00
Условно-переменные издержки	тыс.руб	33,99	11012760,00
Условно-постоянные издержки	тыс.руб	1,99	696500,00

Постоянные затраты – это затраты, которые не меняются от изменения объёма выпускаемой продукции (арендная плата за помещение, амортизация основных производственных средств, износ нематериальных производственных средств и т.д.).

Переменные затраты – затраты, которые изменяются от объёма производства.

5.3.7 Определение цены готовой продукции

Цену продукта определяем по формуле [18]:

$$Ц = C * (1 + P/100),$$

где C – полная себестоимость единицы готовой продукции;

P – рентабельность продукции (25 %).

$$Ц = 34,62 * \left(1 + \frac{25}{100}\right) = 43,28 \text{ тыс. руб. (N = 300000 т/год);}$$

$$\text{Ц} = 34,59 * \left(1 + \frac{25}{100}\right) = 43,24 \text{ тыс. руб. (N = 324000 т/год);}$$

5.3.8 Анализ безубыточности по действующему производству

Цель данного анализа – это определение точки безубыточности, то есть рассчитаем минимальный объем продаж, начиная с которого завод не будет нести убытка. В точке безубыточности выручка от продажи продукции ($V_{\text{пр}}$) равна общим затратам на производство и реализацию продукции [18]:

$$V_{\text{пр}} = \text{Изд}_{\text{пост}} + \text{Изд}_{\text{пер}},$$

$$V_{\text{пр}(300000)} = 2,32 + 33,99 = 36,31 \text{ тыс. руб.}$$

$$V_{\text{пр}(324000)} = 1,99 + 33,99 = 35,98 \text{ тыс. руб.}$$

Определение точки безубыточности:

Расчёт точки безубыточности производится на основании сопоставления выпуска продукции, ее себестоимости, постоянных затратах, оптовой цены.

1. Аналитический способ [18]:

$$Q_{\text{кр}} = U_{\text{пост}} / (\text{Ц}_{1\text{т}} - U_{\text{пер за 1 т}}) \text{ тонн,}$$

где $Q_{\text{кр}}$ – критический объём продаж, тонн;

$U_{\text{пост}}$ – издержки постоянных затрат на весь объём, тыс. руб.;

$\text{Ц}_{1\text{т}}$ – цена единицы готовой продукции (1 тонны), тыс. руб./тонн;

$U_{\text{пер за 1 т}}$ – издержки переменных затрат на 1 тонну продукции, тыс. руб./тонн.

Найдем критический объем продаж на 300000 т/год:

$$Q_{кр} = 696500,00 / (43,28 - 33,99) = 74973,09 \text{ тонн.}$$

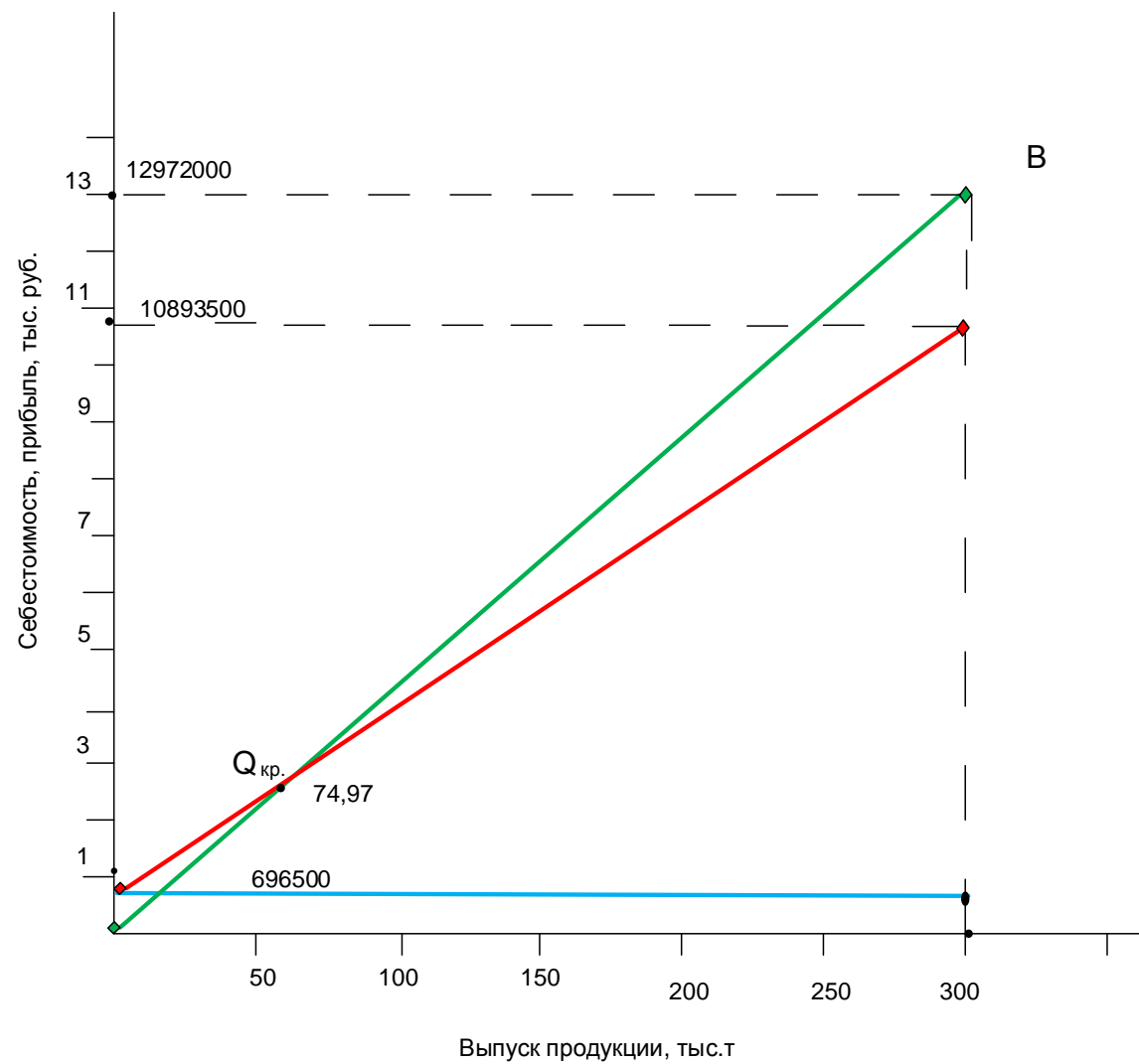
Найдем критический объем продаж на 324000 т/год:

$$Q_{кр} = 696500,00 / (43,24 - 33,99) = 75297,29 \text{ тонн.}$$

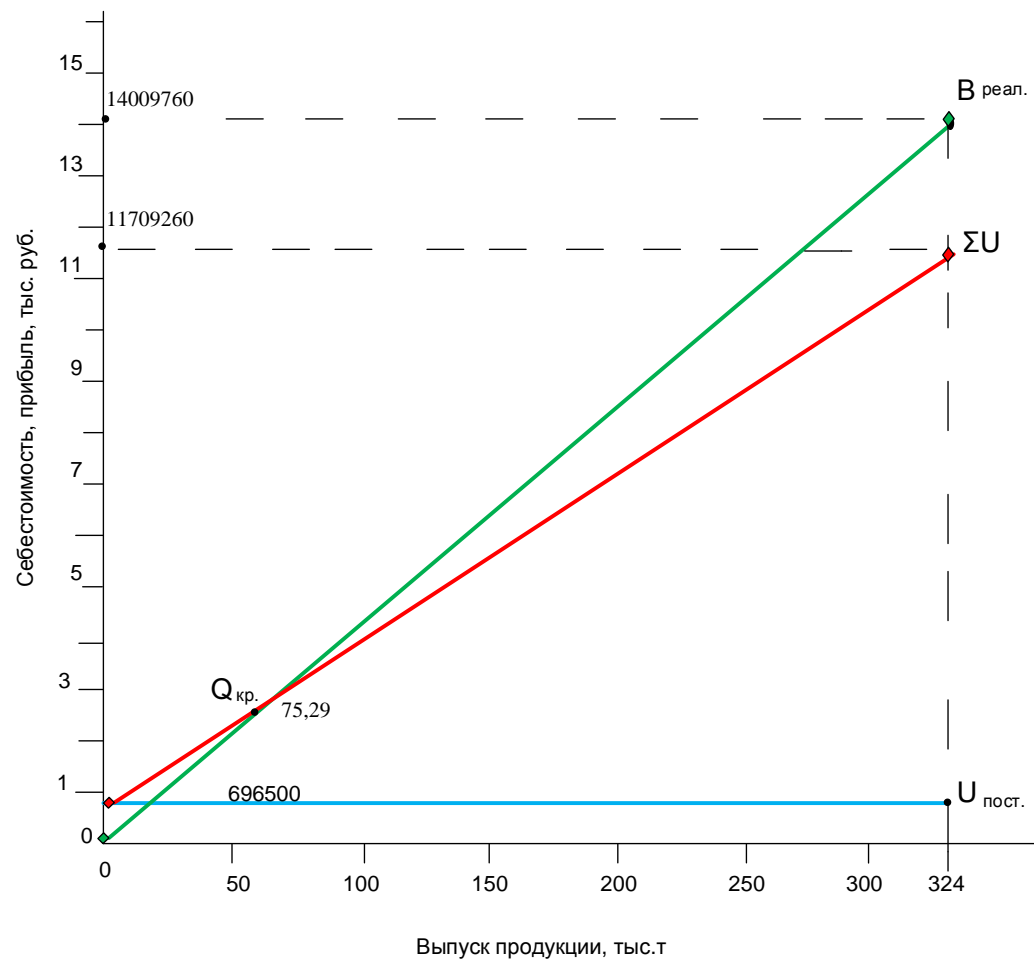
2. Графический способ:

Главная задача построения графика безубыточности заключается в определении критического объёма продаж ($Q_{крит}$). Критический объём продаж показывает, сколько надо предприятию товарной продукции (продать, реализовать) по заложенной цене, чтобы покрыть издержки на производство и реализацию продукта, и войти в зону прибыли.

- Производство и реализация продукции при заданном объеме (1 т. продукции $N=300$ тыс.тонн/год).



- Производство и выручка от продажи при заданном объеме (1 т. продукции $N=324$ тыс. тонн/год).



Аналитический способ, безубыточного объёма продаж, более удобен по сравнению с графическим, так как он является более точным расчетом.

5.3.9 Расчет технико-экономических показателей

Таблица 5.13 – Техничко – экономические показатели

Наименование показателя	Ед.изм.	Отчетный год	Плановый год
1 Объем производства	тыс. тонн	300	324
2 Объем продаж	тыс. тонн	300	324
3 Цена 1 тонны	тыс. руб.	43,24	43,24
4 Выручка от продажи	тыс. руб.	12972000	14009760
5 Суммарные издержки	тыс. руб.	10893500	11709260
5.1 Издержки переменные	тыс. руб.	10197000	11012760
5.2 Издержки постоянные	тыс. руб.	696500	696500
6 Операционная прибыль	тыс. руб.	2078500	2300500

7	Налог на прибыль	тыс. руб.	415700	460100
8	Чистая прибыль	тыс. руб.	1662800	1840400
9	Себестоимость 1 тонны	тыс. руб.	36,33	35,99
10	Стоимость основных средств	тыс. руб.	1027349	1027349
11	Численность основных рабочих	человек	154	154
12	Фондовооруженность	тыс. руб./чел.	6671,10	6671,10
13	Фондоотдача	руб./ руб.	12,63	13,63
14	Фондоемкость	руб./ руб.	0,08	0,07
15	Производительность труда	тыс. руб./чел.	84233,8	90972,5
16	Рентабельность производства	%	15%	16%
17	Рентабельность продаж	%	12%	13%
18	Критический объем продаж ($Q_{кр.}$)	тыс. тонн	74,97	75,29
19	Критический объем продаж ($Q_{кр.}$)	тыс. руб.	74973,09	75297,29

5.3.10 Вывод

В результате увеличения загрузки производственной мощности на 8 % и, соответственно, использования «эффект масштаба», мы получили следующий экономический эффект:

1. Снижение себестоимости на 1 тонну с 36,33 тыс.руб. по 35,99 тыс.руб. (на 0,9 %)
2. Увеличение выручки от продажи с 12972000 тыс.руб. по 14009760 тыс.руб. (на 9 %)
3. Увеличение чистой прибыли с 1662800 тыс.руб. по 1840400 тыс.руб. (на 10 %)
4. Увеличение выплат по налогам с 415700 тыс.руб. по 460100 тыс.руб. (на 10 %)
5. Увеличение показателя фондоотдачи с 12,63 тыс.руб. по 13,63 тыс.руб. (на 8 %)
6. Увеличение производительности труда с 84233,8 тыс.руб. по 90972,5 тыс.руб. (на 7 %)
7. Увеличение рентабельности производства с 15 % по 16 % (на 7 %)
8. Увеличение рентабельности продаж с 12 % по 13 % (на 8 %)
9. Точка безубыточности повысилась до 75297,29 тонн.